

**UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA ELÉTRICA**

VALTER BARBOSA DE OLIVEIRA JUNIOR

**OTIMIZAÇÃO E CONTROLE PREDITIVO NA DISTRIBUIÇÃO
DE COMBUSTÍVEIS SIDERÚRGICOS**

**VITÓRIA
2016**

VALTER BARBOSA DE OLIVEIRA JUNIOR

**OTIMIZAÇÃO E CONTROLE PREDITIVO NA DISTRIBUIÇÃO
DE COMBUSTÍVEIS SIDERÚRGICOS**

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de Doutor em Engenharia Elétrica, na área de concentração em Automação.

Orientador: Prof. Dr. José Leandro Felix Salles.

VITÓRIA

2016

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)
(Biblioteca Setorial Tecnológica,
Universidade Federal do Espírito Santo, ES, Brasil)

O48o Oliveira Junior, Valter Barbosa de, 1978-
Otimização e controle preditivo na distribuição de
combustíveis siderúrgicos / Valter Barbosa de Oliveira Junior. –
2016.
222 f. : il.

Orientador: José Leandro Felix Salles.
Tese (Doutorado em Engenharia Elétrica) – Universidade
Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico.

1. Otimização. 2. Programação linear. 3. Sistemas híbridos.
4. Siderurgia – Combustíveis. 5. Gasômetro. 6. Energia elétrica –
Economia. I. Salles, José Leandro Felix. II. Universidade Federal
do Espírito Santo. Centro Tecnológico. III. Título.

CDU: 621.3

VALTER BARBOSA DE OLIVEIRA JUNIOR

**OTIMIZAÇÃO E CONTROLE PREDITIVO NA DISTRIBUIÇÃO
DE COMBUSTÍVEIS SIDERÚRGICOS**

Tese submetida ao programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisição parcial para a obtenção do Grau de Doutor em Engenharia Elétrica - Automação.

Aprovada em 03 de outubro de 2016.

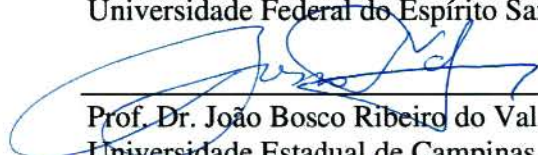
COMISSÃO EXAMINADORA



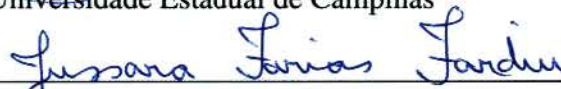
Prof. Dr. José Leandro Felix Salles
Universidade Federal do Espírito Santo
Orientador



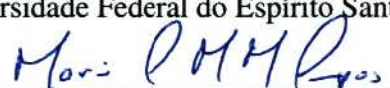
Prof. Dr. Celso José Munaro
Universidade Federal do Espírito Santo




Prof. Dr. João Bosco Ribeiro do Val
Universidade Estadual de Campinas



Profa. Dra. Jussara Farias Fardin
Universidade Federal do Espírito Santo



Prof. Dr. Mario Cesar Mello Massa de Campos
Petróleo Brasileiro S.A.



Prof. Dr. Moacir Rosado Filho
Universidade Federal do Espírito Santo

*Aos meus pais, Marinete Marim de Oliveira e Valter
Barbosa de Oliveira, que me preparam para a vida,
por meio do amor e da educação.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço à ArcelorMittal Tubarão (unidade produtiva da ArcelorMittal Brasil S.A.), especialmente ao engenheiro eletrônico Cesar Hitoshi Yoshikawa (ex-Especialista de Automação da ArcelorMittal Tubarão, atualmente aposentado) e ao engenheiro eletricitista José Martins de Oliveira (Gerente de Engenharia de Automação de Processos da ArcelorMittal Tubarão), que contribuíram significativamente com a minha capacitação técnica para atuação nas áreas de geração de energia termelétrica e distribuição de utilidades fluidas (água, óleo e gás), fornecendo apoio e orientação técnica, que serviram para estimular a minha especialização na área de automação industrial.

Agradeço ao engenheiro eletricitista Vinícius Erlacher Roubach, Gerente de Área de Engenharia de Manutenção Elétrica da ArcelorMittal Tubarão, pelo apoio dado à minha especialização na área de engenharia elétrica por meio da realização do Curso de Doutorado.

Agradeço aos professores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica da UFES - especialmente ao professor José Leandro Felix Salles, pelas orientações fornecidas durante o Curso e por sua boa vontade em contribuir para o alcance dos resultados conquistados neste trabalho.

Agradeço também aos engenheiros João Gustavo Coelho Pena (doutorando em engenharia elétrica) e Murilo Siqueira Muniz Teixeira da Silva (mestrando em engenharia elétrica), que deram amplo suporte à modelagem de processos, pesquisa operacional, análises, simulações e testes do modelo de otimização do sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos.

Um dia chegamos à conclusão do tempo perdido, mas vemos o tempo ganho neste minuto de observação e concluimos felizes que nunca é tarde para quem quer recomeçar. Por isso recomeço com força Hercúlea.

(Eng.º José Denti Filho, 1982)

RESUMO

Em uma usina siderúrgica integrada, os gases, subprodutos dos processos de produção do aço, podem ser recuperados como combustíveis na própria planta, por exemplo, para uso em fornos industriais, geração de vapor em caldeiras e geração de energia elétrica em centrais termelétricas. Para aproveitamento eficiente desses combustíveis, diferentes classes de problemas precisam ser resolvidos em diferentes níveis da hierarquia de controle de processo. No nível de otimização, faz-se necessária a determinação de soluções para a distribuição eficiente dos combustíveis siderúrgicos, que possuem diferentes características entre os perfis de produção e consumo, vários tipos de consumidores, capacidade limitada de armazenamento (em gasômetros) e restrições para o aproveitamento nas centrais termelétricas. O nível de controle avançado deve lidar com o comportamento dinâmico híbrido das caldeiras das centrais termelétricas (determinado por instrumentos e elementos de controle com características discretas e contínuas, sujeitos a uma série de regras lógicas para operação).

Esta tese aborda o desenvolvimento de uma solução para o problema de distribuição de combustíveis siderúrgicos, que inclui um modelo de programação linear inteira mista (MILP) e uma estratégia de controle preditivo baseado em modelo (MPC) aplicado a sistemas híbridos, para integração do nível de otimização com o controle regulatório do processo. Contribuições originais são realizadas, dentre as quais se destacam: (1ª) melhorias no modelo MILP em relação a abordagens precedentes; (2ª) desenvolvimento de procedimento heurístico para determinação de valores apropriados para penalidades aplicadas na função objetivo do modelo MILP; (3ª) modelagem dos sistemas de queimadores de uma caldeira industrial por meio da teoria de sistemas híbridos; (4ª) integração entre nível de otimização e nível de controle avançado para solução do problema da distribuição de combustíveis siderúrgicos.

Palavras-chave: Otimização, programação linear inteira mista, sistemas híbridos, distribuição de combustíveis siderúrgicos, gasômetro, economia de energia, siderurgia.

ABSTRACT

In an integrated steel mill, the gases, byproducts of steel production processes can be recovered as fuel in the plant itself, for example, for use in industrial furnaces, steam generation in boilers and electric power generation in thermal power plants. For efficient use of these fuels, different classes of problems need to be solved at different levels of process control hierarchy. In the optimization level, it is necessary to determine solutions for the efficient distribution of byproduct fuels, which have different characteristics between the production and consumption profiles, with various types of consumers, limited storage capacity (in gas holders) and restrictions on their use in thermoelectric plants. The level of advanced control must be able to handle the hybrid dynamic behavior of the thermal power plant boilers (determined by instruments and control elements with discrete and continuous characteristics, subject to a series of logical rules for operation).

This thesis deals with the development of a solution to the problem of byproduct fuel distribution in integrated steel mills, which includes a mixed integer linear programming model (MILP) for maximizing energy efficiency of the process and a model based predictive control (MPC) strategy applied to hybrid systems, for integration of the optimization level with the regulatory control level. Original contributions are carried out, among which stand out: (1st) improvements in MILP model compared to previous approaches; (2nd) development of a heuristic procedure to determine appropriate values for penalties applied in the objective function of the MILP model; (3rd) modeling of a burner management system (BMS) of an industrial boiler by means of the theory of hybrid systems; (4th) integration between the optimization level and the advanced control level to solve the problem of fuel distribution system at integrated steel plants.

Keywords: multi-period optimization, mixed integer linear programming, hybrid systems, fuel distribution, gas holder, energy saving, steel plant.

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	20
1.1	A HIERARQUIA DE CONTROLE DE PROCESSO INDUSTRIAL.....	20
1.2	A ATIVIDADE SIDERÚRGICA NO BRASIL E NO MUNDO	26
1.3	O SISTEMA DE DISTRIBUIÇÃO DE COMBUSTÍVEIS SIDERÚRGICOS	28
1.4	DEFINIÇÃO E DELIMITAÇÃO DO PROBLEMA.....	32
1.5	RELEVÂNCIA E ORIGINALIDADE DA TESE	36
1.5.1	Estado da arte sobre otimização da distribuição de combustíveis siderúrgicos	37
1.5.2	Estado da arte sobre controle preditivo em centrais termelétricas	42
1.6	OBJETIVOS E ORGANIZAÇÃO.....	47
2	OTIMIZAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DE COMBUSTÍVEIS SIDERÚRGICOS	49
2.1	DEFINIÇÃO DO SISTEMA	49
2.2	O MODELO DE OTIMIZAÇÃO	50
2.2.1	Função objetivo	52
2.2.2	Restrições do sistema.....	55
2.2.2.1	Balanço mássico e volumétrico dos gasômetros e caldeiras	55
2.2.2.2	Balanço de massa das caldeiras e turbinas.....	57
2.2.2.3	Balanço de energia das caldeiras e turbinas.....	58
2.2.2.4	Restrições dos gasômetros.....	59
2.2.2.5	Restrições das caldeiras e turbinas	59
2.2.2.6	Equações lógicas e auxiliares	60
2.2.2.7	Balanço de massa e energia das estações misturadoras de gases	62
2.3	OTIMIZADOR.....	62
2.4	PROCEDIMENTO PARA DETERMINAÇÃO DE PENALIDADES	64
2.4.1	Análise de sensibilidade	72
2.4.2	Ensaio 1 – Análise de sensibilidade dos custos de comutação dos queimadores.....	74
2.4.3	Ensaio 2 – Análise de sensibilidade dos custos operacionais dos gasômetros.....	76
2.5	COMPARAÇÃO DAS ESTRATÉGIAS DE DISTRIBUIÇÃO DE GÁS	78
2.6	CONCLUSÃO DO CAPÍTULO 2	83
3	SISTEMAS HÍBRIDOS - MODELAGEM E CONTROLE DO PROCESSO	85
3.1	INTRODUÇÃO	85
3.2	MODELAGEM DINÂMICA LÓGICA MISTA (MLD).....	91
3.2.1	Ferramenta para geração do modelo MLD	95
3.2.2	Formulação de sistemas MLD a partir da versão 3.0 da HYSDEL	96
3.2.3	Equivalência entre modelos de sistemas híbridos.....	97
3.3	MODELAGEM DO SISTEMA HÍBRIDO DE UMA CALDEIRA INDUSTRIAL	99
3.3.1	Descrição do processo	99
3.3.1.1	Queimador da caldeira.....	99
3.3.1.2	Controle do processo de combustão	103
3.3.2	Modelagem do processo	107
3.3.2.1	Modelagem do sistema de queimadores de BFG.....	108
3.3.2.1.1	Modelagem do processo governado pelo BMS.....	108
3.3.2.1.1.1	Gerador de eventos (EG).....	115
3.3.2.1.1.2	Máquina de estados a elementos finitos (FSM).....	116
3.3.2.1.1.3	Máquina de estados dos ignitores.....	116
3.3.2.1.1.4	Máquina de estados dos estabilizadores	118
3.3.2.1.1.5	Máquina de estados dos queimadores de BFG.....	119
3.3.2.1.2	Modelagem do processo governado pelo CCS.....	126
3.3.2.1.3	Modelo simplificado do processo governado pelo CCS	134
3.3.2.1.4	Sistema afim comutado (SAS: <i>switched affine system</i>).....	136
3.3.2.1.5	Modelo DHA do sistema de queimadores de BFG	157
3.3.2.2	Modelagem do sistema de queimadores de alcatrão	158
3.4	CONTROLE PREDITIVO DO SISTEMA MLD.....	159
3.4.1	Introdução.....	159
3.4.2	Controle preditivo da distribuição de combustíveis siderúrgicos	161

3.5	CONCLUSÃO DO CAPÍTULO 3	163
4	SIMULAÇÕES E ANÁLISES DO SISTEMA HÍBRIDO.....	164
4.1	INTRODUÇÃO	164
4.2	DESENVOLVIMENTO DO MODELO MLD UTILIZANDO HYSDEL.....	164
4.2.1	Modelo dos ignitores	164
4.2.2	Modelo dos estabilizadores de chama	167
4.2.3	Modelo dos queimadores de BFG	168
4.2.4	Modelo completo do sistema de queimadores de BFG.....	169
4.3	SIMULAÇÃO DO MODELO MLD DE UM IGNITOR DE QUEIMADOR.....	171
4.4	SIMULAÇÃO DO MODELO MLD DE UM ESTABILIZADOR DE CHAMA	173
4.5	SIMULAÇÃO DO MODELO MLD DE UM QUEIMADOR DE BFG	176
4.6	SIMULAÇÃO DO MODELO MLD DO SISTEMA DE QUEIMADORES DE BFG	179
4.6.1	Primeiro conjunto de dados – Teste #1.....	180
4.6.2	Segundo conjunto de dados – Teste #2.....	183
4.6.3	Terceiro conjunto de dados – Teste #3	186
4.7	SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE CONTROLE (MPC).....	189
4.7.1	Variação em degrau da vazão de combustível e controle PI - Teste #1	192
4.7.2	Variação em rampa da vazão de combustível e controle PI - Teste #2.....	195
4.7.3	Variação em degrau da vazão de combustível e aplicação de MPC - Teste #3	197
4.8	INTEGRAÇÃO COM O OTIMIZADOR	199
4.9	CONCLUSÃO DO CAPÍTULO 4	201
5	CONCLUSÕES.....	203
	REFERÊNCIAS	207
	ANEXO A – CÓDIGO FONTE HYSDEL DO MODELO DHA DE UM SISTEMA ESTABILIZADOR DE CHAMA.....	213
	ANEXO B – CÓDIGO FONTE HYSDEL DO MODELO GERAL DE UM QUEIMADOR DE BFG	215
	ANEXO C – EXEMPLO DE CÓDIGO FONTE DO MATLAB PARA SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE IGNITORES	219
	ANEXO D – VARIAÇÃO DO HORIZONTE DE PREDIÇÃO DO CONTROLADOR MPC COM MODELO MLD REDUZIDO	222

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Controle preditivo na hierarquia de controle de processos industriais.	20
Figura 1.2 - Implementações de MPC: (a) em nível supervisor e (b) em nível regulatório.	23
Figura 1.3 - Fluxo de produção da usina siderúrgica integrada ArcelorMittal Tubarão.	27
Figura 1.4 - Sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos.	31
Figura 1.5 - Solução do problema de distribuição de combustíveis siderúrgicos através de vários níveis.	35
Figura 2.1 – Fluxograma de um sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos genérico.	50
Figura 2.2 – Limites operacionais de nível dos gasômetros.	54
Figura 2.3 - Fluxograma do algoritmo de ramificação e avaliação progressiva (<i>branch and bound</i>).	63
Figura 2.4 – Fluxograma do processo em consideração.	73
Figura 2.5 – Efeitos da alteração dos custos de comutações de queimadores.	75
Figura 2.6 – Efeitos da alteração dos custos operacionais dos gasômetros.	77
Figura 2.7 - Procedimento <i>off-line</i> realizado para comparação das estratégias.	78
Figura 2.8 - Evolução dos níveis dos gasômetros para diferentes estratégias.	80
Figura 2.9 - Geração de energia elétrica para as diferentes estratégias.	82
Figura 3.1 – Diagrama de processo simplificado do fluxo de gás combustível para uma caldeira aquatubular.	87
Figura 3.2 – Gráfico de dispersão da vazão de combustível em função do número de queimadores acesos.	89
Figura 3.3 - Autômato Híbrido Discreto, DHA - <i>Discrete Hybrid Automata</i>	98
Figura 3.4 – Vista superior do arranjo de queimadores nos cantos de uma fornalha (queima tangencial).	100
Figura 3.5 - Disposição espacial dos queimadores nos cantos de uma fornalha (para queima tangencial).	101
Figura 3.6 – Curvas características de vazão de queimadores de BFG de uma caldeira industrial.	102
Figura 3.7 – Sistema de controle de combustão - <i>Combustion control system</i> (CCS).	105
Figura 3.8 – Sistema de gerenciamento de queimadores - <i>Burner management system</i> (BMS).	105
Figura 3.9 – Divisão de funções nos sistemas de controle de plantas modernas.	107
Figura 3.10 – Diagrama de processo e instrumentação para queimadores de BFG em uma caldeira industrial.	109
Figura 3.11 - Exemplo de fluxograma da sequência de acendimento de um ignitor.	110
Figura 3.12 - Exemplo de fluxograma da sequência de acendimento de um estabilizador de chama a gás.	112
Figura 3.13 - Exemplo de fluxograma da sequência de acendimento de um queimador de BFG.	114
Figura 3.14 – Máquina de estados a elementos finitos de um ignitor.	117
Figura 3.15 – Máquina de estados a elementos finitos de um estabilizador de chama.	118
Figura 3.16 – Máquina de estados geral (completa) de um queimador de BFG.	121
Figura 3.17 – Máquina de estados a elementos finitos de um queimador de BFG.	124
Figura 3.18 - Representação concentrada do sistema de queimadores de BFG.	126
Figura 3.19 – Vaso de pressão com vapor.	130
Figura 3.20 - Representação concentrada simplificada do sistema de queimadores de BFG.	134
Figura 3.21 - Gráfico da vazão total de BFG em função da pressão diferencial nos queimadores.	139

Figura 3.22 - Gráfico da vazão total de BFG em função da posição da válvula de controle de vazão.	139
Figura 3.23 - Curvas de vazão total de BFG linearizadas por partes.	140
Figura 3.24 - Vazões de BFG em função da posição da válvula de controle para 4 e 6 queimadores acesos.	142
Figura 3.25 - Resultado da linearização por partes de $y = x^2$ em nove intervalos.	144
Figura 3.26 – Variação dos coeficientes de K_a em função da quantidade de queimadores acesos.	147
Figura 3.27 - Hierarquia de controle proposta.	161
Figura 4.1 – Estrutura montada no Simulink para simulação e análise do modelo de um ignitor de queimador.	171
Figura 4.2 - Resultados da simulação do modelo de um ignitor de queimador.	172
Figura 4.3 – Estrutura montada no Simulink para simulação e análise do modelo de um estabilizador de chama.	174
Figura 4.4 - Resultados da simulação do modelo de um estabilizador de chama.	175
Figura 4.5 - Sinais de entrada aplicados para simulação do modelo de um queimador de BFG.	177
Figura 4.6 - Resultados da simulação do modelo de um queimador de BFG.	178
Figura 4.7 – Detalhe da estrutura montada no Simulink para simulação e análise do modelo híbrido.	179
Figura 4.8 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#1/parte discreta).	181
Figura 4.9 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#1/parte contínua).	182
Figura 4.10 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#2/parte discreta).	184
Figura 4.11 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#2/parte contínua).	185
Figura 4.12 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#3/parte discreta).	187
Figura 4.13 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#3/parte contínua).	188
Figura 4.14 – Estrutura montada no Simulink para simulação e análise do controlador MPC híbrido.	189
Figura 4.15 – Estrutura alternativa montada no Simulink para simulação e análise do controlador MPC híbrido.	191
Figura 4.16 – Simulação do controle preditivo híbrido para as condições do Teste #1.	194
Figura 4.17 – Simulação do controle preditivo híbrido para as condições do Teste #2.	196
Figura 4.18 – Simulação do controle preditivo híbrido para as condições do Teste #3.	198
Figura 4.19 - Arquitetura do sistema de automação.	200

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Dados queimadores das caldeiras.....	65
Tabela 2.2 - Limites operacionais dos gasômetros.....	66
Tabela 2.3 - Penalidades dos gasômetros.	71
Tabela 2.4 - Penalidades das comutações de queimadores.	72
Tabela 2.5 – Entalpias típicas do circuito de vapor neste estudo de caso.	74
Tabela 2.6 - Desempenho das estratégias de distribuição dos gases combustíveis.....	81
Tabela 3.1 - Técnicas de modelagem de sistemas híbridos sugeridas para cada aplicação.	86
Tabela 3.2 - Conversão básica de relações lógicas em inequações inteiras-mistas (desigualdades envolvendo a forma $[\delta = 0]$ podem ser obtidas por meio da substituição de $[(1-\delta)]$ por δ nas desigualdades correspondentes.....	93
Tabela 3.3 - Pontos considerados para linearização das curvas de vazão de BFG da caldeira #1.....	141
Tabela 3.4 - Constantes de tempo do sistema de queimadores de BFG da caldeira #1 em função da quantidade de queimadores acesos.	141
Tabela 3.5 – Valores medidos de pressão, vazão e posição e valores calculados de K_a para zeragem do erro.	146
Tabela 3.6 – Parâmetro K_a em função da variação da posição da válvula de controle.	147
Tabela 3.7 – Coeficientes da função K_a em função da quantidade de queimadores acesos...	148
Tabela 4.1 - Código HYSDEL do modelo DHA de um sistema ignitor de combustível.....	166
Tabela 4.2 - Resultados do Teste #1 (SV de vazão em degrau).	195
Tabela 4.3 - Resultados do Teste #2 (SV de vazão em rampa).	197
Tabela 4.4 - Resultados do Teste #3.....	198
Tabela 5.1 - Código HYSDEL do modelo DHA de um sistema estabilizador de chama.	213
Tabela 5.2 - Código HYSDEL do modelo DHA de um queimador de BFG de uma caldeira industrial.....	215

NOMENCLATURA

Caracteres Latinos

Símbolo	Descrição	Unidade
a	parâmetro	-
A	matriz	-
B	matriz	-
b	parâmetro	-
BFG	gás de alto forno (<i>blast furnace gas</i>)	-
BOGF	gás de aciaria (<i>basic oxygen furnace gas</i>) ou LDG	-
BV	válvula de queimador	-
BV_{ij}	variável discreta que indica se uma válvula ij de um queimador está aberta (1) ou fechada (0)	-
C	Matriz	-
C	parâmetro de modelo, ala C da fornalha da caldeira	-
C_{FE}	coeficiente de descarga da placa de orifício	-
COG	gás de coqueria (<i>coke oven gas</i>)	-
C_P	poder calorífico inferior de combustível	kJ/kg ou kJ/m ³
CV	constante associada à válvula de controle	-
D	matriz	-
D	diâmetro da tubulação, ala D da fornalha da caldeira	-
d	diâmetro do furo da placa de orifício	m
d/dt	derivada em relação ao tempo	s ⁻¹
e	sinal erro do controlador PI	-
δ	variável lógica ou binária	-
ΔN	número de queimadores comutados em determinado período	-
Δp	pressão diferencial	-
Δp_B	pressão diferencial de queimador	mmH ₂ O
E	matriz	-
$f()$	indica uma função das variáveis indicadas entre parênteses	-
f	vazão volumétrica ou mássica	m ³ /s ou kg/s
F	valor constante de vazão volumétrica ou mássica	m ³ /s ou kg/s
F^{MinF}	vazão mínima de combustível	m ³ /s ou kg/s
F^{MaxF}	vazão máxima de combustível	m ³ /s ou kg/s
F^{Minstm}	vazão mínima de vapor da caldeira	kg/s
F^{Maxstm}	vazão máxima de vapor da caldeira	kg/s
F^{Mimtb}	vazão mínima de vapor da turbina	kg/s
F^{Maxtb}	vazão máxima de vapor da turbina	kg/s
f_{FV}	função que relaciona queda de pressão de válvula de controle com a vazão elevada ao quadrado	Pa/(m ³ /s) ² ou mmH ₂ O/(dam ³ /h) ²
FV_{eq}	válvula de controle equivalente	-
G	função de transferência	-
G	gás siderúrgico (BFG, COG ou LDG)	-
GH	nível do gasômetro relacionado a algum limite operacional	-
H	entalpia específica	kJ/kg
h_t^G	nível do gasômetro G no período t	-
H_{stm}	entalpia de vapor superaquecido na entrada da turbina	kJ/kg
H_{ext}	entalpia de extração de vapor da turbina	kJ/kg

Símbolo	Descrição	Unidade
$ibn_{1,i,t}^{F-}$	variável binária que indica quando um queimador da caldeira i deve ser apagado no período t	-
$ibn_{1,i,t}^{F+}$	variável binária que indica quando um queimador da caldeira i deve ser aceso no período t	-
$ibn_{2,i,t}^{F-}$	variável binária que indica quando dois queimadores da caldeira i devem ser apagados no período t	-
$ibn_{2,i,t}^{F+}$	variável binária que indica quando dois queimadores da caldeira i devem ser acesos no período t	-
$ibn_{3,i,t}^{F-}$	variável binária que indica quando três queimadores da caldeira i devem ser apagados no período t	-
$ibn_{3,i,t}^{F+}$	variável binária que indica quando três queimadores da caldeira i devem ser acesos no período t	-
IW	Índice de Wobbe	kJ/m^3 ou kJ/kg
k	índice para designação de uma estação misturadora de gases	-
k	índice de iteração, instante de amostragem	-
K	constante, parâmetro	-
K	fator de resistência fluídica	$\text{mmH}_2\text{O}/(\text{dam}^3/\text{h})^2$
K_a	coeficiente de atrito ou fator de resistência fluídica	$\text{mmH}_2\text{O}/(\text{dam}^3/\text{h})^2$
LDG	gás de aciaria (<i>Linz-Donawitz</i> gas ou BOGF)	-
m	massa	kg
m	valor mínimo	-
M	valor máximo	-
M_{FVeq}	valor máximo de vazão na válvula de controle	dam^3/h
M_{BFG}	valor máximo de vazão de BFG na entrada do sistema	dam^3/h
MG	gás misto	-
N	número de queimadores acesos	-
NB	número total de caldeiras (quantidade)	-
NM	número total de estações misturadoras (quantidade)	-
NT	número total de turbinas (quantidade)	-
n_{10}	quantidade total de queimadores de BFG acesos	-
n_{11}	quantidade de queim. de BFG acesos no canto 1 da caldeira	-
n_{12}	quantidade de queim. de BFG acesos no canto 2 da caldeira	-
n_{13}	quantidade de queim. de BFG acesos no canto 3 da caldeira	-
n_{14}	quantidade de queim. de BFG acesos no canto 4 da caldeira	-
Oil	óleo ou alcatrão	-
p	pressão	Pa
P	potência	W
P	período de otimização, parâmetro	-
PD	demanda de potência	W, kW
p_x	pressão na condição de regime permanente	MPa
pw	potência ativa	W, kW
q	vazão mássica ou volumétrica	kg/s ou m^3/s
q_{BFG}	vazão de BFG no ponto de suprimento	dam^3/h
q_{FVeq}	vazão total de BFG de todos os queimadores na válvula de controle de vazão equivalente	dam^3/h
q_x	vazão na condição de regime permanente	kg/s
R	ponto de ajuste, <i>set point</i> (=SP) ou <i>set value</i> (=SV)	-
s	entropia específica	$\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$
S	Entropia	kJ/K

Símbolo	Descrição	Unidade
S	variável de folga de um modelo de otimização	-
S_f	variável de folga de queimador	-
$sw_{i,t}^{F-}$	variável que contabiliza quantos queimadores devem ser apagados na caldeira i no período t	-
$sw_{i,t}^{F+}$	variável que contabiliza quantos queimadores devem ser acesos na caldeira i no período t	-
TAR	alcatrão	-
T	tempo	s
t	período otimização	s ou min.
t	tempo	s
T_s	tempo de amostragem	s
u	variável de entrada	-
u_{CV}	variável manipulada a ser aplicada ao posicionamento da válvula de controle (saída do controlador PI)	-
V	volume	m ³
v	volume específico	m ³ /kg
x	variável de estado de um sistema	-
x	posição	%
X	proposição lógica ou texto literal que pode ser associado(a) a uma condição verdadeira ou falsa	-
χ	conjunto finito	-
y	variável de saída de um sistema	-
z	variável auxiliar, coordenada vertical, posição	m
W	penalidade aplicada à função objetivo	-

Caracteres Gregos

Símbolo	Descrição	Unidade
β	relação entre diâmetros da placa de orifício e da tubulação	-
$\partial/\partial p$	derivada parcial em relação à pressão	MPa ⁻¹
$\partial/\partial \rho$	derivada parcial em relação à massa específica	(kg/m ³) ⁻¹
ε	coeficiente de expansão de um fluido	-
ρ	massa específica	kg/m ³
ρ_s	massa específica do vapor saturado	kg/m ³
ρ_w	massa específica da água saturada	kg/m ³
Δ	variação	-
ΔN	variação do número de queimadores	-
η	eficiência ou rendimento	-
τ	constante de tempo associada a um processo	s

Caracteres Sobrescritos

Símbolo	Descrição
B0	relativo à tubulação principal de suprimento de BFG
B10	relativo a volume de BFG à jusante da placa de orifício
B11	relativo a volume de BFG à jusante da válvula de controle de vazão do canto 1

Símbolo	Descrição
B12	relativo a volume de BFG à jusante da válvula de controle de vazão do canto 2
B13	relativo a volume de BFG à jusante da válvula de controle de vazão do canto 3
B14	relativo a volume de BFG à jusante da válvula de controle de vazão do canto 4
bf	relativo à fornalha da caldeira
BFG	gás de alto forno (<i>blast furnace gas</i>)
C	ala C da caldeira
COG	gás de coqueria (<i>coke oven gas</i>)
D	ala D da caldeira
d	derivativo
ext	relativo à extração de vapor de turbina
F	relativo a combustível siderúrgico (BFG, COG, LDG ou TAR)
G	relativo a gás siderúrgico (BFG, COG ou LDG)
gen	relativo a gerador elétrico
i	integral
LDG	gás de aciaria (<i>Linz-Donawitz gas</i> ou BOGF)
MGDem	demanda de gás misto
MGDemk	demanda de gás misto da estação misturadora de gases k
MGflare	queima de gás misto em torre de queima
MGflarek	queima de gás misto da estação misturadora de gases k em torre de queima
MGmixk	gás misto da estação misturadora de gases k
Min	mínimo
MinF	mínimo de combustível
Minstm	mínimo de vapor
Mintb	mínimo de vapor de uma turbina
Max	máximo
MaxF	máximo de combustível
Maxstm	máximo de vapor
Maxtb	máximo de vapor de uma turbina
mixk	misturadora de gases k
NB	relativo à caldeira
PS	relativo a vapor de processo
psa	vapor extraído da caldeira
psb	vapor extraído da turbina
s	amostragem
stm	vapor da caldeira
tb	vapor na entrada da turbina
TAR	alcatrão
TB	relativo à turbina
-	valor médio (Exemplo: $\bar{\alpha}_v$ = valor médio da fração volumétrica)

Caracteres Subscritos

Símbolo	Descrição
2s	relativo a duas comutações de queimador
3s	relativo a três comutações de queimador
aff	afim
aux	auxiliar
A	constante, matriz, subproduto

Símbolo	Descrição
<i>B</i>	relativo a queimador, subproduto
<i>bf</i>	relativo a pressão da fornalha
<i>c</i>	estado contínuo, contínua
<i>eq</i>	igualdade
<i>d</i>	relativo a volume de gás abaixo do valor visado no gasômetro
<i>d⁺</i>	relativo a volume de gás acima do valor visado no gasômetro
<i>ex</i>	relativo à extração de vapor da turbina
FE	placa de orifício (elemento primário de medição de vazão)
H	relativo ao nível alto do gasômetro
HH	relativo ao nível muito alto do gasômetro
<i>i</i>	índice de uma variável, índice para designação de uma caldeira
<i>ineq</i>	Desigualdade
<i>j</i>	índice de uma variável, índice para designação de uma turbina ou turbogerador
<i>k</i>	índice de uma variável, índice para designação de uma estação misturadora de gases
<i>l</i>	estado discreto
L	relativo a nível baixo do gasômetro
LL	relativo a nível muito baixo do gasômetro
<i>max</i>	máximo(a)
<i>min</i>	mínimo(a)
<i>mixk</i>	misturadora de gases <i>k</i>
<i>pco</i>	consumido em unidades operacionais da planta
<i>pge</i>	gerado ou produzido em uma ou mais unidades operacionais da planta
<i>s</i>	vapor (de água)
<i>SD</i>	demanda de vapor de processo
<i>sw</i>	relativo a uma comutação de queimador
<i>t</i>	período de otimização
<i>u</i>	relativo à entrada
<i>w</i>	auxiliar
<i>x</i>	relativo à variável de estado
<i>x</i>	condição de regime permanente

Siglas

Caracteres	Descrição
AT	transmissor de analisador
BFG	gás de alto forno (<i>blast furnace gas</i>)
BMS	sistema de gerenciamento de queimadores (<i>burner management system</i>)
BOGF	gás de aciaria (<i>basic oxygen furnace gas</i>) ou LDG
BV	válvula de queimador
CCS	Sistema de controle de combustão (<i>combustion control system</i>)
COG	gás de coqueria (<i>coke oven gas</i>)
CNPq	Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico
DCS	<i>distributed control system</i> (termo equivalente em português: SDCCD)
FE	elemento primário de medição de vazão
FIC	controlador e indicador de vazão
FT	transmissor de vazão
FV	válvula de vazão

Caracteres	Descrição
LDG	gás de aciaria (<i>Linz-Donawitz gas</i> ou BOGF)
MG	gás misto
MLD	Dinâmica Lógica Mista (técnica de modelagem)
MEC	Ministério da Educação
PC	<i>Personal computer</i> (plataforma baseada em computador pessoal)
PSL	chave (pressostato) de pressão baixa
PSH	chave (pressostato) de pressão alta
PT	transmissor de temperatura
UFES	Universidade Federal do Espírito Santo
SIS	sistema de intertravamento de segurança (<i>safety and interlock system</i>)
SV	válvula solenoide
TAR	alcatrão
TT	transmissor de temperatura
SDCD	Sistema digital de controle distribuído (sigla equivalente em inglês: DCS)

1 INTRODUÇÃO

1.1 A HIERARQUIA DE CONTROLE DE PROCESSO INDUSTRIAL

Na hierarquia de controle de processos industriais, mostrada na **Figura 1.1**, existe uma camada mais elevada onde são definidos os *set-points* das variáveis controladas do processo, por meio de técnicas de otimização. Esta otimização é feita a cada dia ou a cada hora, sendo baseada em exigências econômicas e do controle de qualidade, não levando em consideração as dinâmicas do processo. No nível inferior estão os controladores locais, geralmente do tipo PI ou PID, que controlam individualmente as variáveis do processo como a pressão, a temperatura, a vazão, etc. No nível de chão de fábrica existe a instrumentação

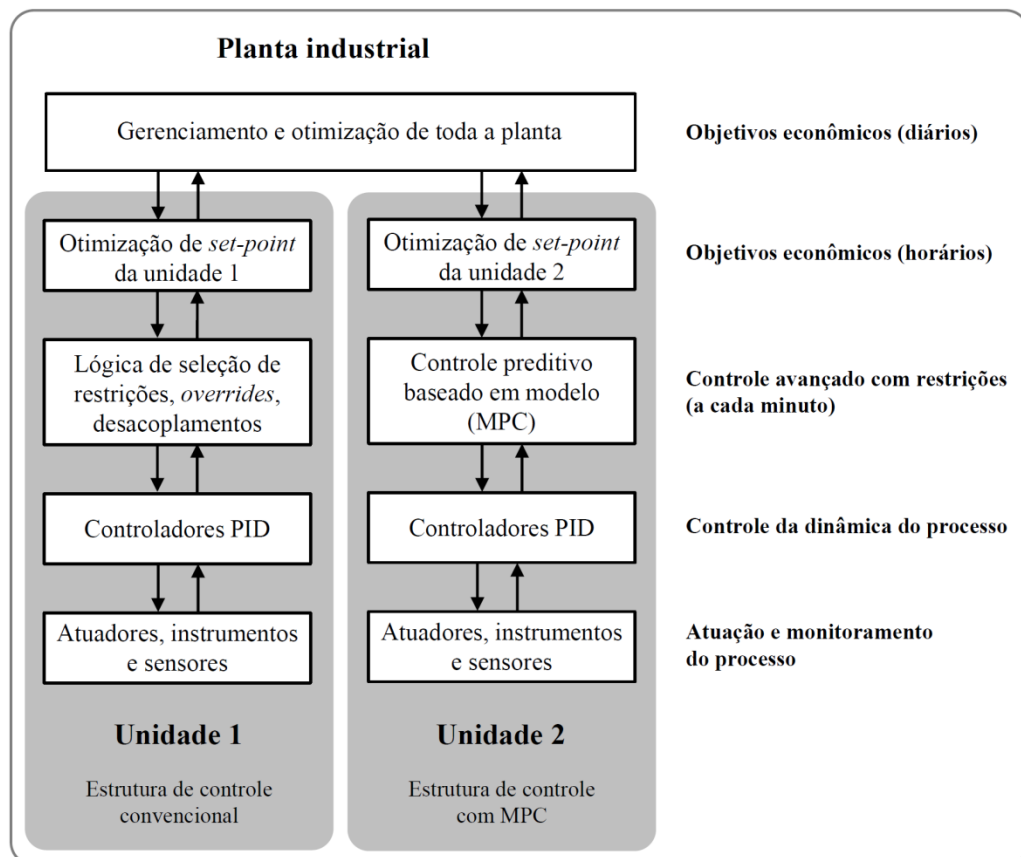


Figura 1.1 - Controle preditivo na hierarquia de controle de processos industriais.

Fonte: elaboração própria.

industrial, incluindo os instrumentos de medição, atuadores, válvulas de controle e *dampers*.

Entre os controladores locais e a camada de otimização, está situada uma camada constituída por circuitos lógicos, seleção de estratégias - *overrides* (CAMPOS; TEIXEIRA, 2010, p. 124) - e por uma rede de desacoplamentos de malhas de controle (SEBORG; EDGAR; MELLIKAMP, 2004, p. 498). Tal camada existe na arquitetura de controle convencional para garantir que as variáveis de processo sigam os respectivos *set-points* sem que as restrições sejam violadas, mesmo que hajam distúrbios na planta. É nesta camada intermediária que se encontram os controles avançados¹ da arquitetura da automação industrial (TATJEWSKI, 2010), onde o controle preditivo baseado em modelo (MPC) tem se destacado em aplicações nas indústrias, tendo em vista a sua capacidade em integrar diferentes estratégias de controle.

A ideia central do MPC foi inicialmente proposta por Propoi (1963), surgindo então uma série de artigos a respeito do interesse de aplicação do MPC nas indústrias a partir do final da década de 1970 (CAMACHO; BORDONS, 1998), destacando-se o trabalho realizado por Richalet et. al. (1978), da empresa francesa Adersa com o nome *Model Predictive Heuristic Control* (MPHC). O *software* comercial derivado desta técnica foi denominado *Identification and Command* (IDCOM).

O MPC compreende uma ampla faixa de métodos de controle que fazem o uso explícito de um modelo do processo para prever a saída do processo em instantes de tempo futuros e determinar uma sequência de ações de controle por meio da minimização de uma função objetivo. Os fatores que motivam a aplicação do MPC na indústria é que esta estratégia permite um tratamento natural de processos com limitações físicas dos atuadores, restrições sobre as variáveis controladas, múltiplas entradas e múltiplas saídas, atraso de transporte e ação de controle antecipada (*feedforward*) sobre as perturbações (SEBORG;

¹ *Controle avançado*: Termo usualmente aplicado no meio industrial para se referir a controladores mais sofisticados que os tradicionais controladores PID (proporcional, integral e derivativo).

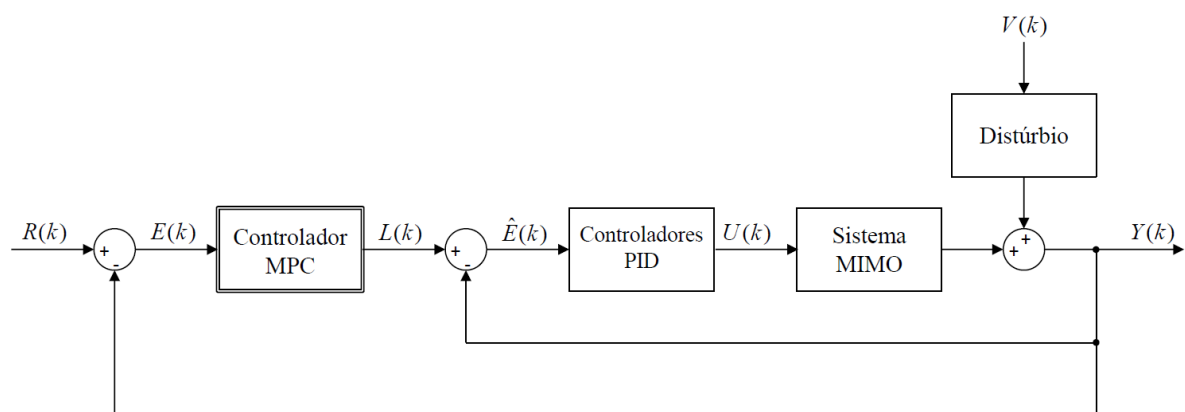
EDGAR; MELLIKAMP, 2003, p. 389). Comparado com o controle convencional, o MPC permite a operação do processo numa região mais próxima de suas restrições, onde a produtividade da planta industrial é maximizada (CAMPOS; GOMES; PEREZ, 2013, p. 222).

Maciejowski (2002) e Tatjewski (2010) comentam que o controle preditivo é usualmente implantado no topo do tradicional nível de controle regulatório (onde tipicamente se incluem controladores do tipo P, PI e PID). Segundo Maciejowski (2002, p. 27), isso ocorre porque as indústrias, em geral, têm receio em introduzir novas tecnologias em seus processos. Implementando o controle preditivo em um nível superior (ou seja, fornecendo *set-points* para o controle regulatório), caso o controle preditivo apresente mau funcionamento, é possível desabilitar o mesmo, deixando os controladores das malhas de controle regulatório operando com o último *set-point* recebido do nível superior. Em geral, a grande maioria dos processos é estável nesta condição. Então, embora as malhas de controle regulatório não estejam operando na condição mais econômica (ou lucrativa), elas podem permanecer operando em uma condição segura. Entretanto, também existem aplicações onde o controle preditivo substitui o nível de controle regulatório. Os dois tipos de aplicações supracitadas são, respectivamente, referenciados na literatura como: controle preditivo supervísório; e controle preditivo regulatório.

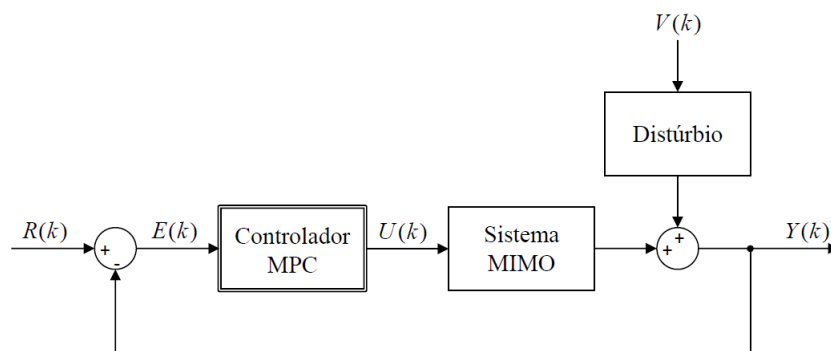
Entre os trabalhos recentes que utilizam o MPC diretamente no nível de controle regulatório pode-se citar, a título de exemplo, o trabalho de Palomo e Rossiter (2011a), onde a solução do MPC é determinada de forma explícita, ou seja, obtêm-se antecipadamente todas as possíveis soluções do problema de otimização para, posteriormente, implementá-las em *hardware*. Este método é utilizado para controle de sistemas com dinâmicas rápidas encontrados na área de robótica (WEINKELLER; SALLES; BASTOS FILHO, 2012). Caso o modelo seja variante no tempo ou não linear, devemos determinar a solução do MPC a cada período de amostragem através de métodos que utilizam identificação e otimização *on-line*

(veja, por exemplo, os trabalhos de Palomo e Rossiter (2011b), Lopes e Coelho (2013), Mazoco et al. (2014), Jeronimo e Coelho (2014)).

Uduehi, Ordys e Grimble (2004) descrevem a equivalência entre as leis de controle nas configurações Supervisório e Regulatório, cujas estruturas são mostradas nos diagramas de blocos da **Figura 1.2**. O bloco indicado como "Controlador MPC" representa um dos métodos de controle preditivo (tais como: DMC, IDCOM, PFC, EHAC, GPC, etc.) e o bloco "Sistema MIMO" representa um processo com múltiplas entradas e múltiplas saídas (do termo equivalente em inglês: *multiple-input and multiple-output* - MIMO - system). O estudo realizado por Uduehi, Ordys e Grimble (2004) conclui que, quando há a utilização de um Controlador Preditivo Generalizado (GPC) numa estrutura do tipo supervisória, o controlador GPC cancela completamente as dinâmicas do controlador PID, mesmo em



(a) Estrutura MPC supervisório.



(b) Estrutura MPC regulatório.

Figura 1.2 - Implementações de MPC: (a) em nível supervisório e (b) em nível regulatório.

Fonte: UDUUEHI, ORDYS e GRIMBLE (2004).

sistemas multivariáveis com discrepâncias no modelo e estimação de estados do sistema. Desse fato, estes autores extraem outras duas conclusões: (a) ao aplicar a estratégia de controle preditivo utilizando o método GPC, os controladores PID podem ser eliminados; e (b) a aplicação do método GPC em nível supervisorio reduz a necessidade de atenção quanto à sintonia dos controladores PID. Portanto, de acordo com Uduehi, Ordys e Grimbale (2004), a aplicação do GPC em nível supervisorio, apesar de ser mais onerosa do ponto de vista de projeto e de execução (uma vez que é necessária a implantação de dois controladores ao invés de um único controlador em nível regulatório) constitui uma boa opção para a introdução de estratégia de controle preditivo em plantas industriais existentes, que fazem uso do controle regulatório tradicional (via controladores PID), pois requer menor intervenção nas malhas de controle existentes, possibilita habilitar ou desabilitar o controlador preditivo sem prejuízo à estabilidade do controle do processo (por estar em um nível independente do controle regulatório) e reduz a preocupação quanto à qualidade da sintonia dos controladores PID supervisionados.

Tatjewski (2010) aborda a questão da integração entre os níveis da hierarquia de controle, mostrada na **Figura 1.1**. O autor comenta que embora o nível de controle avançado seja definido de uma maneira mais ampla como qualquer estratégia de controle mais avançada do que o controle PID clássico, o MPC é indubitavelmente a tecnologia de controle avançado dominante nas indústrias. De acordo com Tatjewski (2010), a integração entre o nível de otimização e o nível de controle regulatório pode ocorrer de duas formas: com a atualização periódica e direta de *set-points* do nível de controle regulatório a partir do nível de otimização; ou com a aplicação do controle avançado entre os níveis de otimização e de controle regulatório. Tatjewski (2010) adverte que a aplicação de otimização *on-line* de *set-point* implica em mudanças frequentes em diversos requisitos de produção e em diferentes magnitudes de distúrbios, deslocando a operação dos equipamentos para diferentes regimes de

trabalho, correspondendo a condições diferentes das nominais de operação do processo, nas quais o comportamento dinâmico do processo é geralmente não linear. Por isso, muitos pesquisadores têm trabalhado no desenvolvimento de algoritmos MPC não lineares. Algumas técnicas sugerem a adoção de uma abordagem sub-ótima, mas satisfatória, de linearização *on-line*, ou seja, a cada nova iteração do algoritmo uma linearização do modelo é feita, considerando o estado atual do processo, para aplicação ao MPC. Entretanto, para processos fortemente não lineares e com grandes variações de *set-point* ou com presença de distúrbios com magnitude significativa, a abordagem de linearização *on-line* pode não ser suficientemente efetiva. O trabalho de Tatjewski (2010) fornece instruções e métodos para implantação do MPC em sistemas de controle organizados segundo a hierarquia de multicamadas, para processos industriais contínuos em geral.

Segundo Campos, Gomes e Perez (2013, p. 4), os ganhos econômicos e operacionais advindos com a integração das camadas de otimização com camadas dos controladores preditivos multivariáveis e dos controles regulatórios em unidades de separação de petróleo e gás podem chegar à ordem de vários milhões de dólares por ano. Para que isto se torne realidade, vários pré-requisitos devem ser atendidos, tais como: necessidade da mudança na cultura de engenheiros e operadores no acompanhamento e intervenção nas unidades de processo, conhecimento do comportamento e das interações entre as variáveis do processo e o bom funcionamento dos controladores regulatórios. A respeito deste assunto, De Melo et al. (2012) ressaltam que a realização de avaliação de desempenho de malhas de controle regulatório é uma atividade importante nas indústrias.

1.2 A ATIVIDADE SIDERÚRGICA NO BRASIL E NO MUNDO

A metalurgia é o conjunto de técnicas que a humanidade desenvolveu, ao longo dos últimos cinco mil anos, para extrair e manipular metais e gerar ligas metálicas. Um dos ramos da metalurgia que se dedica à fabricação e ao tratamento do aço e ferros fundidos é a siderurgia. Historicamente a atividade siderúrgica, que é muito importante para a construção de infraestrutura e produção de equipamentos para outros setores da economia, está relacionada ao desenvolvimento econômico de um país. Desta forma, os principais mercados de produtos siderúrgicos se relacionam com a indústria automobilística, a construção civil, manufatura de bens de capital, materiais de transporte, bens de consumo duráveis e infraestrutura (PENA, 2013).

As principais matérias-primas para produção do aço são minério de ferro, sucatas de ferro e aço, materiais fundentes, calcário e dolomita, carvão mineral coqueificável, carvão vegetal e coque. Além de constituir uma importante fonte de matéria-prima do processo produtivo, o carvão mineral é a principal fonte energética consumida nas usinas siderúrgicas (STORCH; MARQUES SOBRINHO, 2001).

Um dos motivos do sucesso do desenvolvimento da siderurgia é a abundância das reservas de minério no mundo. Entretanto, essas reservas estão concentradas em relativamente poucos países. Segundo a Empresa de Pesquisa Energética, o "Brasil possui uma das maiores reservas de minério do mundo que, juntamente com as reservas australianas, são as de melhor qualidade, com teor de ferro contido em torno de 65%" (EPE, 2009).

Na indústria siderúrgica, o processo de produção de aço pode ser dividido em três etapas principais: redução do minério de ferro (onde ocorre a transformação do minério de ferro em metal líquido), refino do aço (onde o metal líquido é transformado em aço) e laminação (onde o aço, em processo de solidificação, é deformado mecanicamente e transformado

em produtos siderúrgicos utilizados pela indústria de transformação, como chapas grossas e finas, bobinas, vergalhões, arames, perfilados, barras etc.).

O processo de fabricação do aço é uma atividade industrial que envolve uso intensivo de capital. Isso porque os custos de materiais e equipamentos usados são bastante elevados, principalmente nas grandes usinas integradas. Usinas integradas são complexos para produção de aço que utilizam alto-fornos para redução do minério de ferro, os quais são alimentados com o coque obtido a partir do carvão mineral nas coquerias, resultando em ferro gusa, que é transformado em aço líquido na aciaria. Portanto, há uma integração dinâmica entre as unidades de coqueria, sinterização ou pelotização, alto-forno e aciaria. Para ilustrar este processo, a **Figura 1.3** mostra um diagrama da produção de aço da usina integrada ArcelorMittal Tubarão, da empresa ArcelorMittal Brasil S.A., em Serra, Espírito Santo.

Devido à necessidade de investimentos elevados, algumas siderúrgicas são semi-integradas, pois não realizam todas as três etapas do processo siderúrgico. Em geral, as usinas

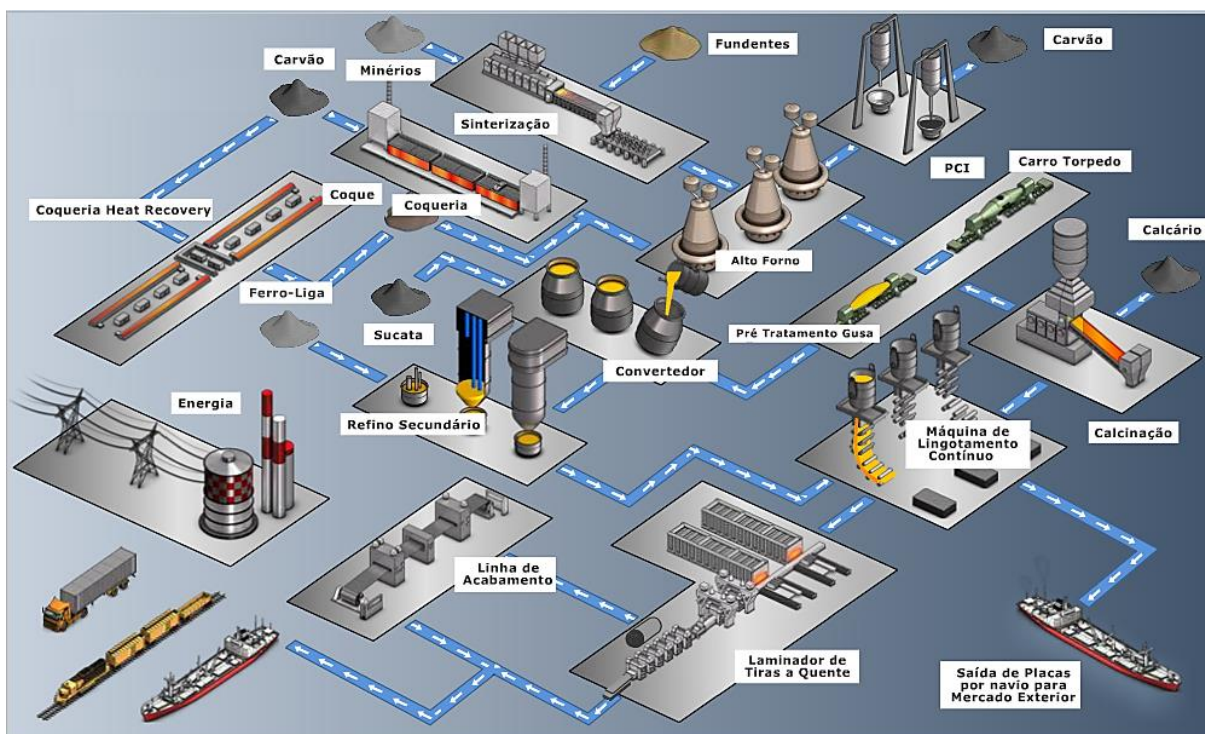


Figura 1.3 - Fluxo de produção da usina siderúrgica integrada ArcelorMittal Tubarão.

Fonte: ARCELORMITTAL BRASIL S.A. (2016).

semi-integradas são indústrias de menor porte e operam as fases de refino e laminação. Nelas, o aço é obtido a partir da fusão de metálicos (sucata, gusa ou ferro esponja) e refinado em forno elétrico (PENA, 2013).

A indústria siderúrgica brasileira compõe-se de um conjunto de usinas integradas e não-integradas, que produzem produtos laminados (placas, barras, tubos) e produtores independentes, que produzem unicamente ferro-gusa. Atualmente, o parque siderúrgico nacional é constituído por 25 usinas, entre as quais 10 são integradas e 15 são semi-integradas ou parcialmente integradas (EPE, 2009).

1.3 O SISTEMA DE DISTRIBUIÇÃO DE COMBUSTÍVEIS SIDERÚRGICOS

A grande oferta de sistemas de controle digital, tipo CLP² e SDCD³, a partir da década de 90 e os grandes avanços na área de informática nos disponibilizaram recursos para a aquisição e análise de dados de forma rápida. Apesar disso, gerenciar a produção e o consumo de combustíveis em uma usina siderúrgica não é uma tarefa fácil, devido principalmente a:

- a) Diferentes características entre os perfis de produção e consumo de combustíveis (vários consumidores);
- b) Capacidade limitada para acumulação (ou armazenamento);
- c) Restrições para o aproveitamento do excesso de produção de combustíveis siderúrgicos, que normalmente é destinado a centrais termelétricas.

As usinas siderúrgicas integradas (ou seja, aquelas que executam todas as etapas para produção do aço, incluindo os processos de coqueificação, redução e refino) são grandes

² CLP: Controlador Lógico Programável (termo equivalente em inglês: *PLC - Programmable Logic Controller*).

³ SDCD: Sistema Digital de Controle Distribuído (termo equiv. em inglês: *DCS - Distributed Control System*).

consumidoras de energia, especialmente na forma de carvão mineral. O processo produtivo possibilita a geração e o aproveitamento de quatro tipos de combustíveis, como subprodutos:

1. Gás de alto-forno (*Blast Furnace Gas* - BFG);
2. Gás de coqueria (*Coke Oven Gas* - COG);
3. Gás de aciaria (*Linz-Donawitz Gas* – LDG ou BOFG);
4. Alcatrão (TAR) - Óleo viscoso produzido na coqueria.

Além disso, uma mistura dos gases combustíveis pode ser realizada para produção de um gás misto (MG), com determinado poder calorífico⁴.

Estes subprodutos possuem poder calorífico apreciável e são utilizados como fonte de energia para os diversos processos de toda a usina, por exemplo, para uso em fornos industriais, geração de vapor em caldeiras e geração de energia elétrica, para consumo próprio e para comercialização. Portanto, apesar do alto consumo de energia, considerando o aproveitamento dos subprodutos, as usinas siderúrgicas integradas geram mais energia do que elas próprias precisam para manter os seus processos em funcionamento.

O sistema de distribuição de combustíveis compreende toda infraestrutura destinada à captação, transporte, acumulação, estocagem dos combustíveis e distribuição dos mesmos às unidades consumidoras. Nele se incluem as redes de dutos, válvulas, atuadores elétricos ou pneumáticos, instrumentos de medição, sistemas de controle digitais ou analógicos e as estações de operação. Com a finalidade de compensação das diferenças entre os volumes instantâneos de combustíveis gasosos (gás de alto forno, gás de coqueria e gás de aciaria) produzidos e consumidos, gasômetros (que são enormes cilindros equipados com um êmbolo) são interligados às redes de distribuição de gás, funcionando como pulmões para as mesmas e mantendo estável a pressão das redes de gás.

⁴ Normalmente, as siglas correspondentes aos nomes dos combustíveis escritas em inglês são utilizadas para identificação dos gases na usina, sem tradução, devido à ampla utilização destes termos em todo o mundo.

Sendo as centrais termelétricas as principais unidades consumidoras dos combustíveis produzidos na usina, pode-se simplificar a análise da distribuição de combustíveis siderúrgicos considerando apenas dois tipos de consumo:

- a) Consumo não-controlado: ajustado pelos diversos consumidores da usina, possuindo um comportamento pseudoaleatório, que é dependente do plano de produção de ferro gusa (fundido) e aço;
- b) Consumo controlado: ajustado pelos operadores da Casa de Força (edifício onde estão instaladas as centrais termelétricas), conforme orientação do Centro de Utilidades (ou Centro de Energia), que é a unidade operacional responsável pela distribuição de utilidades (água, vapor de processo, combustíveis e energia elétrica) na usina.

A **Figura 1.4** ilustra esta consideração, onde é apresentado um fluxograma simplificado do processo, tomando como referência uma usina siderúrgica existente no Estado do Espírito Santo. Os perfis de geração de cada combustível são diferentes. O BFG e o COG possuem geração contínua. O LDG e o alcatrão são gerados em processo de bateladas.

O alcatrão é utilizado somente quando a quantidade de gases siderúrgicos não é suficiente para suprir a quantidade requerida de eletricidade, mas o uso deste combustível geralmente não é desejável devido à possibilidade de venda do mesmo para indústrias químicas.

Cada central termelétrica possui características diferentes, tais como, capacidades de geração de energia elétrica, eficiências e tipos de combustíveis utilizáveis. Por isso, a distribuição dos combustíveis entre as centrais termelétricas existentes deve ser otimizada, considerando as diferentes condições de cada central termelétrica, para maximizar a eficiência do uso dos combustíveis siderúrgicos. Nas centrais termelétricas, os combustíveis são direcionados para combustão em caldeiras, que produzirão vapor d'água necessário para o acionamento de turbinas a vapor, que por sua vez estão mecanicamente acopladas a geradores

elétricos para geração de energia elétrica. A queima dos combustíveis nas caldeiras é realizada por meio de equipamentos chamados queimadores, que possuem capacidade e faixa de operação bem definidos. Uma caldeira pode conter vários queimadores para um mesmo tipo de combustível, sendo que a decisão de acendimento ou apagamento de um queimador implica em uma mudança de faixa de consumo do combustível para a caldeira correspondente.

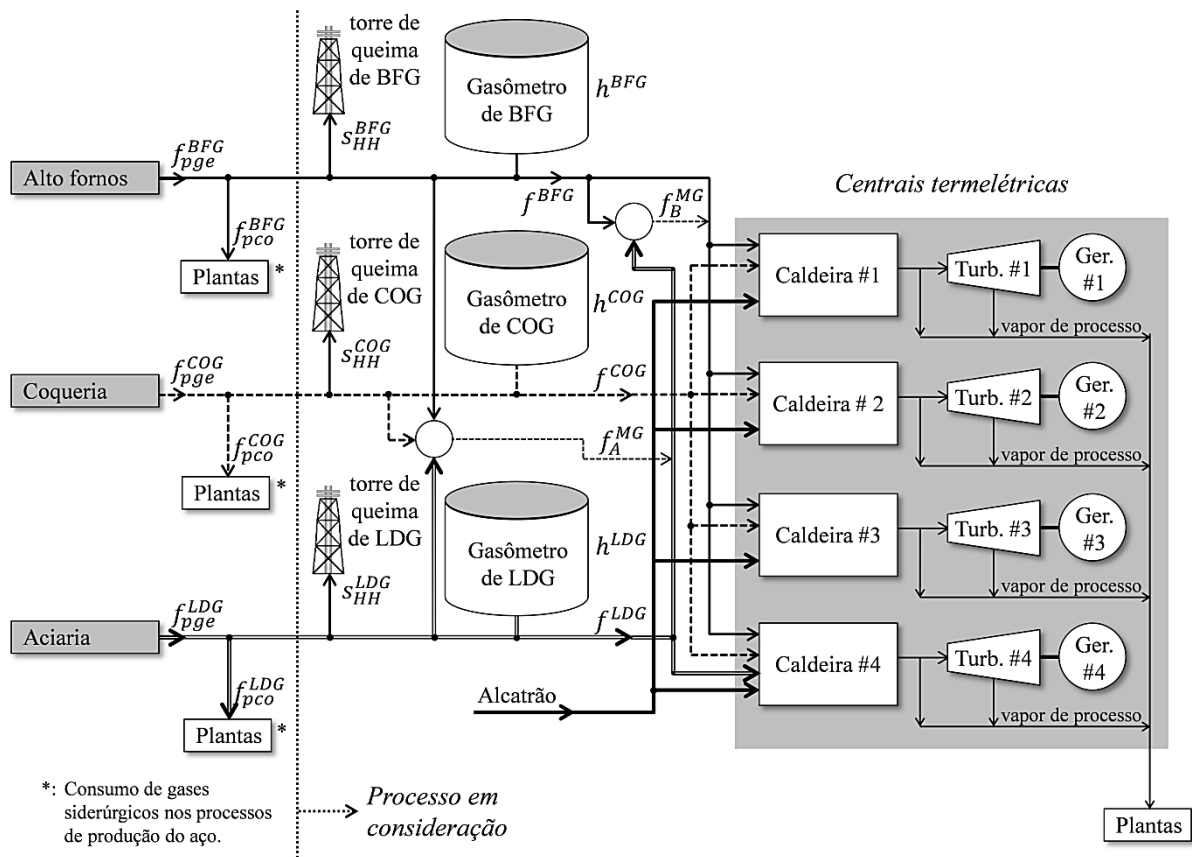


Figura 1.4 - Sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos.

Fonte: ARCELORMITTAL BRASIL S.A. (2013) - Unidade Tubarão.

1.4 DEFINIÇÃO E DELIMITAÇÃO DO PROBLEMA

A rede de distribuição de combustíveis siderúrgicos é demasiadamente complexa (com diversos produtores e consumidores independentes entre si) e as decisões de despacho de combustíveis para geração de energia elétrica são, essencialmente, heurísticas e altamente dependentes da experiência dos operadores.

As diretrizes adotadas na operação da distribuição dos combustíveis siderúrgicos são, geralmente: (a) aumentar a geração de eletricidade; (b) reduzir a perda de combustíveis em torres de queima; (c) garantir a estabilidade do processo; (d) operar todos os equipamentos em condições seguras; e (e) evitar a utilização do alcatrão na casa de força, visto que este pode ser comercializado *in natura*. No entanto, muitas usinas siderúrgicas não possuem uma ferramenta que processe essas diretrizes e forneça à operação um conjunto ótimo de *set-points* (pontos de ajuste) para a distribuição dos combustíveis. A falta desta ferramenta que oriente as decisões operacionais gera um desperdício de potencial energético, provocando o aumento de emissões de gases de efeito estufa (como CO₂), diminuindo a oferta de energia para a planta e aumentando os custos operacionais.

Geralmente, os operadores do Centro de Utilidades (ou Centro de Energia) das usinas siderúrgicas observam as indicações dos medidores de nível (em volume) dos gasômetros para estabelecer, com base na experiência prática, as vazões de consumo dos gases nas centrais termelétricas. Esta é uma prática comum na maioria das usinas. Entretanto, isto leva os operadores a trabalharem com gasômetros relativamente cheios para evitar a falta de algum combustível. Como consequência, o volume disponibilizado nos gasômetros para absorver variações da geração de combustível ou corte de consumo de algum consumidor pode ser bastante restringido. Por exemplo, na ocorrência de nível alto em um gasômetro (devido a uma redução no consumo ou aumento na produção de gás), uma torre de queima

(TQ) é automaticamente acionada, permanecendo a mesma aberta até que o nível do respectivo gasômetro seja reduzido a um valor seguro. Nesta condição, toda a energia do combustível direcionado à torre de queima não é aproveitada, sendo a mesma dissipada na atmosfera. Outra questão operacional está relacionada à perspicácia exigida de cada operador, pois devido aos vários tipos de combustíveis a supervisionar, com diferentes características, o operador nem sempre consegue decidir rapidamente as melhores ações a serem tomadas para otimização da produção. Como consequência, um grande número de manobras é realizado no decorrer da jornada de trabalho para ajuste do sistema de distribuição. Estas questões são comentadas pelos autores Kim, Yi e Han (2002) e Kim et al. (2003) em seus respectivos trabalhos, publicados na Conferência Internacional sobre Controle, Automação e Sistemas e no 8º Simpósio Internacional sobre Engenharia de Sistemas de Processos.

Levando em consideração essas observações, o problema de otimização da distribuição de combustíveis pode ser definido como encontrar uma solução para minimizar a ocorrência de desequilíbrio entre a quantidade de geração e consumo dos combustíveis siderúrgicos e maximizar a eficiência energética, mantendo-se os níveis dos gasômetros dentro de uma faixa de trabalho segura, para que haja sempre disponibilidade de combustível às unidades consumidoras e que a perda de gás devido à queima direta nas torres de queima seja evitada.

Contudo, os equipamentos utilizados para ajuste do consumo dos combustíveis (os queimadores das caldeiras) possuem característica de sistemas híbridos, cujo comportamento é dependente de variáveis reais (contínuas), inteiras e binárias. Por exemplo, para consumir determinado volume de combustível em uma caldeira de uma central termelétrica por um determinado intervalo de tempo, é necessário estabelecer qual a vazão de gás requerida e a quantidade de queimadores que precisam estar acesos para proporcionar a queima do combustível na caldeira. Além disso, a ação de acendimento e apagamento de

queimadores em uma caldeira possui comportamento dinâmico que é dependente de uma sequência de eventos discretos que, por sua vez, irão produzir alterações no comportamento dinâmico da vazão de combustível, ou seja, do ponto de vista teórico, haverá descontinuidades na curva de vazão de combustíveis em função da quantidade de queimadores acesos ao longo do tempo. Por isso, a solução a ser encontrada no nível de controle avançado, inclui a determinação da dinâmica de vazão que deve ser representada por modelos dinâmicos híbridos constituídos por variáveis reais, inteiras e binárias.

Portanto, o problema necessita ser resolvido em dois níveis: no nível de otimização - para determinação dos volumes de combustíveis a serem consumidos durante determinado intervalo de tempo - e no nível de controle avançado, para assegurar que os objetivos definidos no nível de otimização sejam adequadamente alcançados a partir da intervenção sobre o nível de controle regulatório. A **Figura 1.5** ilustra esta estratégia de solução do problema de distribuição dos combustíveis siderúrgicos através dos vários níveis da hierarquia de controle de processos industriais.

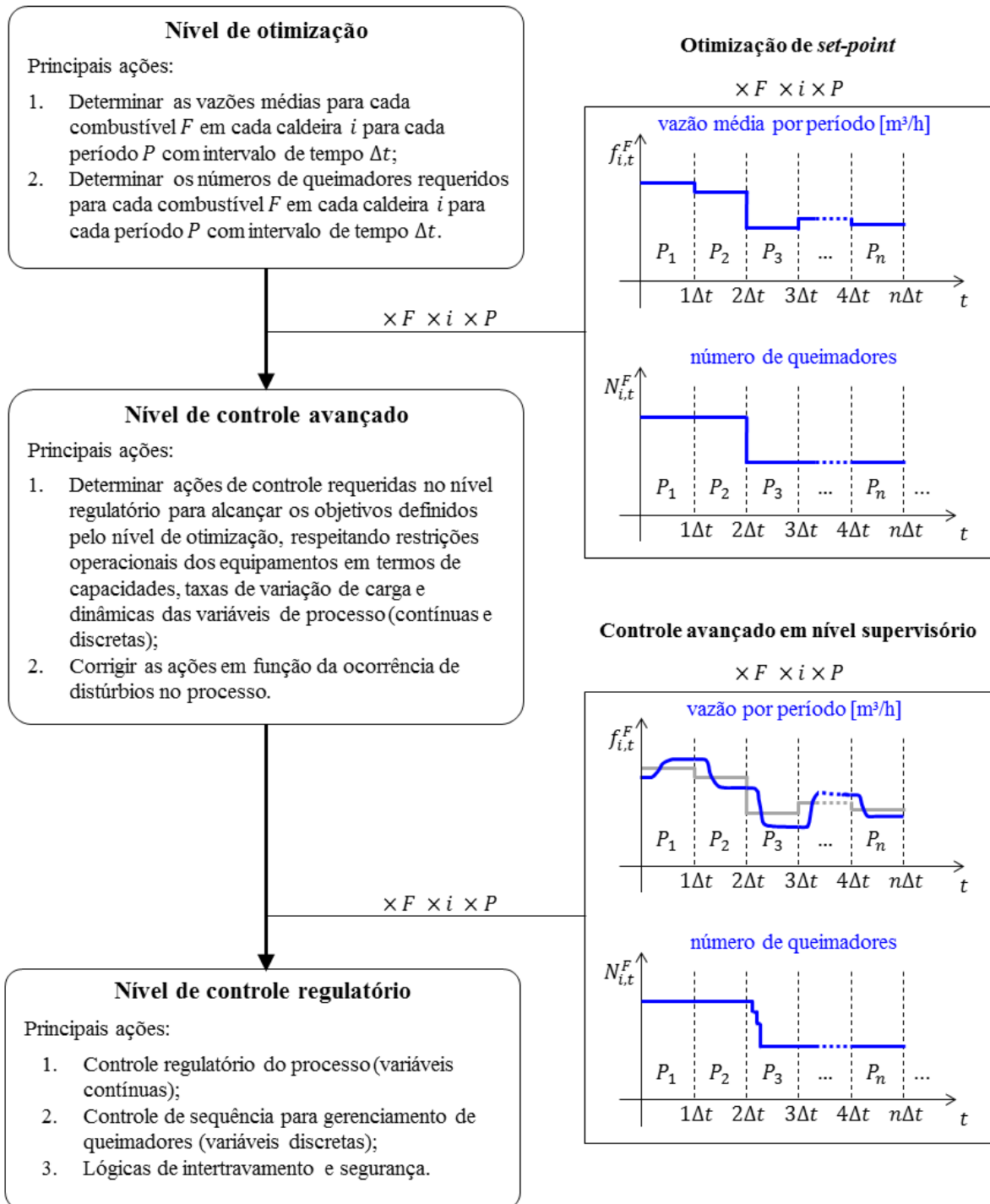


Figura 1.5 - Solução do problema de distribuição de combustíveis siderúrgicos através de vários níveis.

Fonte: elaboração própria.

1.5 RELEVÂNCIA E ORIGINALIDADE DA TESE

A recuperação e uso dos combustíveis siderúrgicos na usina siderúrgica, além de proporcionar redução de custos e autossuficiência energética, constitui fonte de receita econômica, haja visto que a parcela de energia elétrica não consumida na usina normalmente é vendida para as concessionárias de energia elétrica. Por exemplo, a usina siderúrgica ArcelorMittal Tubarão, localizada em Serra, no Estado do Espírito Santo, tem capacidade para gerar 490 MW, mas sua demanda interna é de aproximadamente 345 MW. Por isso, além de atender todo o consumo da unidade industrial, a empresa vende excedentes no mercado. Em 2008, a ArcelorMittal Tubarão foi considerada a segunda maior autoprodutora de energia do Brasil e, em 2009, a mesma realizou sua primeira venda de créditos de carbono, referente a um projeto de cogeração de energia elétrica por meio da recuperação dos gases de aciaria, implantado em 2004. Na ocasião, a empresa - primeira produtora de aço integrada a registrar um projeto de crédito de carbono na Organização das Nações Unidas (ONU) - comercializou, por US\$ 5 milhões, 330 mil toneladas de CO₂ para o banco alemão Kreditanstalt fuer Wiederaufbau (KfW) (POLITO, 2009). Um segundo lote de créditos de carbono, de aproximadamente 140 mil toneladas de CO₂, foi adquirido em abril de 2011 pelo mesmo banco no valor de R\$ 3,34 milhões, devido à redução das emissões de gases do efeito estufa no período entre 2007 e 2009.

Por causa da importância dos combustíveis siderúrgicos no custo total de produção de uma usina siderúrgica integrada, vários estudos tem sido realizados há décadas para utilização eficiente destes combustíveis. Realiza-se a seguir uma descrição a respeito de trabalhos relevantes publicados sobre este tema e destacam-se as principais contribuições realizadas a partir do desenvolvimento desta tese, tendo como foco dois níveis da hierarquia de

controle de processos industriais: o nível de otimização; e o nível de controle avançado de processo, tendo como ênfase a aplicação de controle preditivo baseado em modelo.

1.5.1 Estado da arte sobre otimização da distribuição de combustíveis siderúrgicos

Nas últimas décadas, alguns estudos foram realizados sobre o uso racional de combustíveis siderúrgicos em usinas siderúrgicas. Em 1978, engenheiros da empresa siderúrgica Nippon Steel Corporation abordaram o assunto do controle da distribuição de fluidos na revista técnica *Seitetsu Kenkyu*, nº 293 (OLIVEIRA JUNIOR, 2005). O artigo publicado na época tinha enfoque no controle da distribuição de LDG em usinas japonesas e apresentava algumas estratégias para controle do nível do gasômetro, tendo como base equações de balanço de massa, funções de comparação e aplicação de controle PID. Akimoto et al. (1991) fez o uso de modelo de programação linear inteira mista (MILP: *mixed integer linear programming*) para cálculo dinâmico da quantidade ótima de gás a ser disponibilizada para geração de energia elétrica. O *software* implementado em computador de processo passou a funcionar como guia para os operadores da Kawasaki Steel Mizushima Works, uma siderúrgica japonesa, informando as vazões totais dos combustíveis siderúrgicos a serem consumidos nas centrais termelétricas (a serem ajustadas pelos operadores) para manter os níveis dos gasômetros dentro de uma faixa de trabalho, proporcionando resultados satisfatórios com relação à economia de energia e redução significativa no consumo de óleo (alcatrão) nas centrais termelétricas. Neste trabalho, os limites operacionais do processo são descritos por meio de restrições no modelo que penalizam situações desfavoráveis, tais como a sobra ou a falta de gás, o uso do alcatrão, variações de nível dos gasômetros e comutações de queimadores nas caldeiras. Outros trabalhos com objetivos similares, acrescentando diferentes abordagens, foram realizados por Fukuda, Makino e Suzuki (1986), Hui e Natori

(1996), Iyer e Grossmann (1997, 1998), Kim e Han (2001), Sinha et al. (2001), Lee et al. (2001). Melhorias na solução proposta por Akimoto et al. (1991) foram realizadas por Kim, Yi e Han (2002) e Kim et al. (2003), mantendo-se estrutura baseada em modelo de programação linear inteira mista (MILP), mas estabelecendo valores diferenciados de consumo para cada central termelétrica, de acordo com a eficiência de cada uma, para minimização do custo total. Um novo estudo sobre a otimização da distribuição dos gases siderúrgicos foi feito por Kong et al. (2010). Nesta obra, os autores tomaram o trabalho elaborado por Kim et al. (2003) como ponto de partida para modelar uma planta industrial na China. A proposta deste trabalho é obter a redução do custo total de operação do sistema através do mapeamento por completo do sistema de distribuição de gases e, desta forma, evitar operações sub-ótimas. Comparando este modelo com o anterior, verifica-se que é muito semelhante à abordagem anterior, não apresentando grandes modificações, conforme argumenta Pena (2013, p. 62). Kong et al. (2010) incluíram no modelo de otimização os consumos de gases nas plantas (unidades operacionais) da usina siderúrgica como variáveis de decisão. Entretanto, este tipo de abordagem pode ser aplicada somente se as unidades operacionais da usina siderúrgica tiverem a flexibilidade de substituir um tipo de combustível por outro, de maneira que a demanda de energia térmica seja atendida. Mas, este tipo de substituição não é possível em muitas indústrias siderúrgicas.

Outros trabalhos, recentemente publicados, buscaram a aplicação de outros métodos para otimização da distribuição de combustíveis siderúrgicos, com destaque para uso de técnicas heurísticas. No artigo de Jeong, Hwan-Chu e Han (2011) a atenção foi redirecionada para a previsão do nível dos gasômetros na Pohand Iron and Steel Company (POSCO), em Pohand, Coréia do Sul, com a aplicação de duas técnicas para modelagem da previsão de geração, acumulação e consumo dos gases, sendo que a primeira fez uso de séries temporais e a segunda aplicou uma heurística que busca reproduzir a experiência dos

operadores na previsão. A justificativa dada se baseia na dificuldade de reprodução das várias características do sistema em diferentes cenários de operação. Segundo Jeong, Hwan-Chu e Han (2011), o desempenho do preditor, considerando-se dados *off-line*, mostram uma melhoria significativa para operação do sistema. Zhang et al. (2011), por sua vez, abordam outro método para previsão e também ajuste do volume dos gasômetros. Segundo os autores, para validação do modelo, foram usados na simulação, informações do Centro de Energia da siderúrgica Shanghai Baosteel Corporation, Ltd., na China, citando que, além da previsão e ajustes terem sido bem sucedidos, foram também úteis para o planejamento racional da distribuição de gases. Para a previsão dos gasômetros, foi aplicado um método de Aprendizagem de Máquina. Um algoritmo híbrido de otimização paramétrica foi desenvolvido, que calcula os ajustes que devem ser realizados para que os gasômetros operem dentro da faixa de segurança estabelecida, baseado na previsão. De acordo com Zhang et al. (2011), uma das partes mais importantes na otimização da distribuição dos gases siderúrgicos é manter o nível dos gasômetros dentro de uma zona segura de operação. Por isso, seu trabalho é voltado para a previsão de volume de gás nos gasômetros para determinação de ajustes necessários para a racionalização da distribuição de gases. Um preditor em tempo real e um método de ajuste do balanço de volume para os gasômetros foram desenvolvidos. Estes métodos são conjugados em duas etapas. Primeiro, é feita a previsão, depois, para melhoria da precisão da predição, é usado o algoritmo híbrido de otimização que envolve o Método do Gradiente Descendente e Algoritmo Genético para otimização dos parâmetros do modelo de previsão. Na segunda etapa, o algoritmo híbrido novamente é usado, mas para cálculo dos valores dos ajustes necessários para correção do nível do gasômetro. Portanto, o trabalho desenvolvido por Zhang et al. (2011), concentra sua atenção em uma parte do sistema de distribuição, os gasômetros, remetendo-se indiretamente à proposta do trabalho de Akimoto et al. (1991). Mas, sua inovação está no uso de métodos heurísticos, ou seja, métodos que

buscam por soluções boas, não necessariamente ótimas, para um problema específico. Outra contribuição é a aplicação de uma nova ferramenta para previsão das informações de entrada do sistema.

Zhao, Liu e Zhang (2012) também abordam o problema de previsão e ajuste dos níveis dos gasômetros baseando-se em técnicas heurísticas. Neste trabalho, um preditor híbrido baseado em redes neurais foi utilizado, através do uso de um método conhecido como *gaussian process-based echo states network (GP based ESN)*. O preditor foi utilizado para fazer a previsão da geração e consumo de COG, em tempo real, em todas as unidades da planta. Então, estas informações são introduzidas em um algoritmo heurístico para cálculo dos valores ótimos para o correto balanceamento mássico no sistema. De acordo com Zhao, Liu e Zhang (2012), o trabalho realizado por Zhang et al. (2011) teve êxito ao modelar os sistemas de gases de coqueria e aciaria, mas com relação aos gases de alto-forno, a contribuição não foi relevante. Levando em consideração que o BFG possui elevadas flutuações, Zhao, Liu e Zhang (2012) propuseram um algoritmo chamado *Multiple Kernel Learning (MKL)* baseado no método *Least Squares Support Vector Regression (LSSVR)* para fazer as predições e utilizaram o método *Reduced Gradient Method (RGM)* para calcular os valores de vazão para ajustes dos níveis dos gasômetros. Segundo Zhao, Liu e Zhang (2012), os resultados apontam uma redução no tempo de processamento para previsão da série que modela as informações sobre a geração e consumo dos gases. Para simulação e validação do modelo, os autores usaram informações do Centro de Energia da siderúrgica Shanghai Baosteel Corporation, Ltd., na China.

Pena (2013), em sua dissertação, retomou o estudo das abordagens baseadas em programação linear inteira mista, tomando como principal referência os trabalhos de Kim, Yi e Han (2002) e Kim et al. (2003). O autor ressalta que os trabalhos de Kim, Yi e Han (2002) e Kim et al. (2003) possuem uma formulação adequada para se iniciar um estudo, uma vez que

os mesmos contemplam aspectos que envolvem desde a distribuição de gases até a transformação de energia química em eletricidade, levando em consideração parâmetros importantes do processo, como informações sobre o rendimento dos equipamentos. O trabalho de Pena (2013) esclarece e corrige itens específicos do modelo precedente. Além disso, propostas de melhoria do modelo foram feitas e testadas via simulações computacionais, para as quais dados reais medidos de produção e consumo de combustíveis siderúrgicos da usina siderúrgica ArcelorMittal Tubarão, no Brasil, foram aplicados como entrada do modelo e utilizados para avaliação dos resultados das simulações.

É importante ressaltar que as abordagens citadas anteriormente não descrevem um método para determinar os pesos das penalidades da função objetivo. De acordo com Kim et al. (2003), é difícil determinar os pesos da função objetivo, que são penalidades impostas para obter uma operação estável do gasômetro. Kong et al. (2010) realiza uma análise de sensibilidade da função objetivo. Entretanto, ambos os autores não descrevem nenhum procedimento para determinação dos valores dos pesos das penalidades. Em 2015, Zhao et al. (2015) propuseram um método para ajuste dos valores das penalidades da função objetivo – o qual considera a manutenção dos níveis dos gasômetros em torno do valor médio da faixa de trabalho de cada gasômetro – e avaliaram o efeito das penalidades na estabilidade de operação dos gasômetros e das caldeiras.

Os trabalhos encontrados sobre o problema da distribuição de combustíveis siderúrgicos tiveram grande enfoque no desenvolvimento de aplicações situadas no *nível de otimização*, determinando valores adequados de pontos de ajuste (*set-points*) para maximização da eficiência do processo, servindo, em geral, como guias (ou ferramentas de apoio) para operadores. Neste nível, a otimização é baseada em requisitos econômicos e produz *set-points* para aplicação no processo, mas as dinâmicas características do processo não são levadas em consideração, ou seja, *set-points* são determinados para condições de

regime permanente (regime estacionário) do processo. Quanto a este tipo de abordagem, a tese aqui apresentada introduz melhorias em relação aos modelos de otimização de sistemas de distribuição de combustíveis siderúrgicos baseados em programação linear inteira mista (MILP) que consideram a aplicação de penalidades na função objetivo relacionadas à operação dos níveis dos gasômetros e comutações de queimadores das caldeiras. As contribuições originais realizadas incluem: a aplicação de faixas de vazões de combustíveis, vazões mínimas e máximas, dentro das quais os queimadores podem funcionar, de acordo com a rangeabilidade do queimador (*turn-down ratio* - TDR); a adição de restrições adicionais para assegurar a estabilidade do processo; e o desenvolvimento de um procedimento heurístico para estabelecer valores apropriados de pesos para as penalidades da função objetivo, que resultem em uma operação eficiente do sistema de distribuição de combustíveis, isto é, minimizando o número de comutações de queimadores, as perdas de energia em torres de queima e o uso de alcatrão, maximizando a geração de energia elétrica e impondo uma operação estável dos gasômetros (entre os níveis seguros, mínimos e máximos). Estas contribuições foram avaliadas pelo corpo de revisores da revista *Applied Energy*, sendo as mesmas aceitas e publicadas nesta revista, na edição nº 164 de 2016 (OLIVEIRA JUNIOR; PENA; e SALLES, 2016). No artigo publicado, evidencia-se que a estratégia de conduzir os níveis dos gasômetros a um valor médio, como sugerido por Zhao et al. (2015), resulta em uma operação menos eficiente do sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos em relação aos resultados alcançados com a aplicação das regras heurísticas propostas nesta tese.

1.5.2 Estado da arte sobre controle preditivo em centrais termelétricas

Quanto à aplicação de controle preditivo em centrais termelétricas, há diversos trabalhos relevantes tanto em nível regulatório quanto em nível supervisão, mas, nos artigos

e publicações encontradas, os objetivos econômicos e de controle estão relacionados à operação econômica da própria central termelétrica. Por exemplo, Sáez e Cipriano (2003), fizeram um estudo para aplicação de controle preditivo em nível supervisorio em uma central termelétrica de ciclo combinado, ou seja, numa central que utiliza turbina a gás, caldeira de recuperação de calor e turbina a vapor, onde o calor existente nos gases de exaustão das turbinas a gás é recuperado, produzindo o vapor necessário ao acionamento da turbina a vapor. No trabalho de Sáez e Cipriano (2003) a função objetivo do controlador preditivo foi composta de termos econômicos e de controle regulatório, incluindo a minimização de custos operacionais e minimização de erro entre trajetória de referência (*set-point*, atual e futuro) e esforço de ação de controle (atual e futuro). Os modelos dos equipamentos foram obtidos inicialmente a partir da modelagem físico-matemática do processo, sendo posteriormente obtidos os modelos linearizados em torno do ponto de operação nominal de cada equipamento e escritos conforme modelos de *média móvel integrada autorregressiva controlada* (CARIMA), para aplicação no controlador preditivo. Duas estratégias de controle foram avaliadas, uma substituindo os controladores PI associados às variáveis a serem minimizadas (sendo esta estratégia chamada de *centralizada*) e outra na qual os controladores PI originais foram mantidos, sendo gerados *set-points* para os mesmos a partir de um controlador preditivo supervisorio. Os ensaios realizados comprovaram que ambas as estratégias geram ganhos similares (com diferença desprezível) em termos dos objetivos econômicos e de controle regulatório, gerando uma economia média de 1,78% quando comparados com os resultados gerados pela planta operando com *set-points* fixos. Em outro estudo de caso, Sáez, Ordys e Grimbale (2005) descrevem o projeto detalhado de um controlador preditivo supervisorio, aplicado a uma turbina a gás, resultando em redução de custos na faixa de 2,4 a 4,4% quando comparado com a estratégia de controle com *set-points* constantes.

Liu, Niu e Liu (2009) propuseram a utilização de um controlador preditivo supervisório multivariável não linear, com a introdução de redes neuro-fuzzy para modelar as dinâmicas não lineares do processo de uma turbina a gás. Os autores enfatizaram a vantagem de implantação do controle preditivo em nível supervisório, sem necessidade de modificações relevantes no nível de controle regulatório. Entretanto, por meio de ensaios, constataram que esta vantagem decresce quando a planta possui comportamento não linear, especialmente na presença de restrições. Para reduzir as perdas de desempenho devido às não linearidades do processo, as regras neuro-fuzzy foram traduzidas em três modelos CARIMA, cada qual caracterizando o comportamento do processo em baixa, média e alta carga, respectivamente, para aplicação no controlador preditivo. O método proposto foi sugerido como uma alternativa para lidar com a não linearidade inerente ao processo.

Abokhatwa e Katebi (2012) realizaram o projeto de um controlador preditivo supervisório - similar à estrutura aplicada por Sáez, Ordys e Grimble (2005) - para aplicação em uma central termelétrica de ciclo combinado, para a qual foi considerado um modelo não linear do processo. Segundo os autores, o modelo não linear foi linearizado em torno do ponto de operação e as simulações indicaram que o MPC supervisório gerou melhores resultados de desempenho no controle de variáveis do processo quando comparados com os resultados alcançados com o controle PID clássico. No entanto, os resultados apresentados não foram explicitamente quantificados no artigo.

Um tratamento mais adequado à questão das não linearidades dos processos passou a ser dado a partir do surgimento da formulação denominada MLD - *mixed logical dynamical* (BEMPORAD; MORARI, 1999), a partir da qual os sistemas denominados *híbridos*, que são sistemas governados por leis físicas (dinâmicas contínuas), regras lógicas (dinâmicas discretas) e restrições operacionais, podem ser descritos por um único modelo, o qual pode ser integrado ao MPC. Utilizando a formulação MLD, sistemas não lineares, cujas

não-linearidades possam ser expressas (ou pelo menos aproximadas) por funções lineares por partes, podem ser explicitamente definidos no modelo. Desde então, alguns trabalhos surgiram com a aplicação da formulação MLD a sistemas de cogeração com centrais termelétricas de ciclo combinado, utilizando combustíveis fósseis (FERRARI-TRECATE et al., 2004; SAÉZ, ZÚNICA e CIPRIANO, 2008; HLAVA e HORALEK, 2009). Bemporad e Morari (1999) reescreveram o modelo de Akimoto et al. (1991) utilizando a teoria de sistemas lógicos dinâmicos mistos (MLD), elaborada por meio de equações dinâmicas lineares sujeitas a desigualdades lineares envolvendo variáveis reais e inteiras. O modelo proposto foi integrado a uma estratégia de controle preditivo com o propósito de realizar um controle dos níveis dos gasômetros. A proposta, embora tenha modelado parte da natureza híbrida do sistema, se concentrou no *nível de otimização*, presumindo-se o estabelecimento de *set-points* para o *nível regulatório*, sem levar em consideração o tratamento das dinâmicas contínuas e discretas (devido às regras lógicas) que envolvem o procedimento de acendimento e apagamento de queimadores das caldeiras. Estudo de caso, apresentado pelos autores, mostra que a proposta de controlar o nível dos gasômetros em um valor de referência gera comportamento transitório agressivo nos níveis dos gasômetros. Dado que um dos propósitos da inclusão de gasômetros nas redes de gás é possibilitar que os mesmos absorvam momentaneamente desequilíbrios instantâneos entre a produção e o consumo de gases, é desejável que o nível de um gasômetro possa variar dentro de uma faixa de trabalho que seja considerada segura para a operação do sistema de distribuição de combustíveis. Por isso, a opção por uma estratégia de controle de nível dos gasômetros pode resultar em um equívoco do ponto de vista operacional, pois irá tornar inoperante uma das funções principais dos gasômetros, que é agir como um pulmão ou filtro a distúrbios do sistema, transferindo o papel de compensação desses distúrbios às centrais termelétricas e às torres de queima de gás. Outra observação importante é que ambos os modelos de Akimoto et al. (1991) e de Bemporad e

Morari (1999) não consideraram diferenças de eficiências entre as caldeiras, as turbinas e os geradores elétricos e também não consideraram a possibilidade de funcionamento com diferentes taxas de geração de eletricidade e de vapor de processo em cada central termelétrica.

Embora a maioria dos trabalhos envolvendo aplicação de controle preditivo em centrais termelétricas, comentados anteriormente, não tenham relação direta com o problema de otimização da distribuição de combustíveis siderúrgicos, todos ressaltam vantagens na aplicação da estratégia de controle preditivo em nível supervisorio, em termos econômicos e de segurança quanto à implantação. Por um lado, maior atenção deve ser dada à adequada modelagem do processo, devido ao comportamento não linear e à existência de elementos que possuem dinâmicas discretas no sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos, que por sua vez causam mudanças nas dinâmicas contínuas do processo. Por exemplo, o número de queimadores acesos em uma caldeira define as vazões de combustível mínimas e máximas admissíveis pela caldeira, bem como a faixa de abertura da válvula de controle de vazão de combustível e os limites de vazão de vapor a ser produzido, impactando, por consequência, na potência elétrica a ser gerada pelo turbo-gerador. Dado que a operação de acendimento e apagamento de queimadores é dependente da realização de uma sequência de operações e regras lógicas (que envolvem questões operacionais e de segurança), a modelagem por meio do formalismo estabelecido para sistemas MLD se mostra como a mais apropriada, pois além de possibilitar a modelagem do comportamento híbrido do processo, permite a aplicação do modelo no *nível de controle avançado*, por meio de controle preditivo baseado em modelo (MPC), o qual vem a servir para estabelecimento do elo apropriado para ligação do nível de otimização com o nível de controle regulatório. A modelagem de um sistema de queimadores de uma caldeira industrial de uma central termelétrica utilizando a teoria de sistemas MLD e a

aplicação do MPC neste sistema híbrido constituem outras duas contribuições originais desta tese.

1.6 OBJETIVOS E ORGANIZAÇÃO

A proposta desta tese é desenvolver e propor uma solução para o problema de distribuição de combustíveis siderúrgicos, englobando todo o processo, que inclui um modelo de programação linear inteira mista (MILP) para maximização da eficiência energética do processo e uma estratégia de controle preditivo baseado em modelo (MPC) aplicado a sistemas híbridos, para integração do nível de otimização com o controle regulatório do processo.

Os objetivos específicos da pesquisa são: (1) Modelar o sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos; (2) Modelar o sistema de controle de vazão de combustível e o sistema de gerenciamento de queimadores das caldeiras centrais termelétricas; (3) Desenvolver um controlador preditivo baseado em modelo (MPC) de sistemas híbridos, conjugado a métodos de otimização, para aplicação no sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos, estabelecendo uma estratégia para implantação da solução em uma planta real; e (4) Avaliar resultados de simulações computacionais do sistema de controle proposto.

O texto está organizado da seguinte maneira:

Neste capítulo introdutório (**Capítulo 1**), faz-se uma explanação geral a respeito do sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos, define-se o problema existente neste sistema, exprime-se a relevância e a originalidade do tema por meio de uma revisão bibliográfica e evidenciam-se as contribuições realizadas a partir desta tese na modelagem aplicada ao nível de otimização, na proposição de um método para determinação das penali-

dades aplicadas ao modelo de programação linear inteira mista, no desenvolvimento de um modelo de um sistema híbrido de queimadores de uma caldeira de central termelétrica e na aplicação de MPC ao sistema híbrido para ligação do nível de otimização com o nível de controle regulatório.

O **Capítulo 2** aborda a modelagem e otimização do sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos. Neste capítulo um modelo de programação linear inteira mista é proposto para solução do problema no nível de otimização, incluindo a descrição de parâmetros econômicos e restrições do processo. Com relação a uma abordagem anterior, melhorias são realizadas e um procedimento para determinação de valores apropriados de penalidades é proposto, sendo apresentados resultados de ensaios que comprovam os ganhos alcançados com a melhoria do modelo precedente e com a aplicação do procedimento heurístico. Os resultados deste capítulo foram publicados na revista *Applied Energy*.

O **Capítulo 3** trata o desenvolvimento da solução de controle avançado do processo por intermédio do método de modelagem MLD, aplicado a sistemas híbridos. Primeiramente, realiza-se uma introdução a respeito dos fundamentos dos sistemas híbridos. Em seguida, o formalismo matemático do MLD é descrito e o sistema híbrido constituído por parte do sistema de controle de combustão e pelo sistema de gerenciamento de queimadores de uma caldeira industrial é descrito e modelado. Ao final do capítulo é realizada uma descrição da solução proposta para integração do nível de otimização com o nível de controle regulatório, aplicando o modelo MLD em um controlador preditivo baseado em modelo (MPC).

No **Capítulo 4** são apresentadas simulações dos modelos e do sistema de controle proposto, incluindo análises dos resultados alcançados. Na última seção do capítulo, define-se uma arquitetura de sistema de automação para implantação da solução em ambiente industrial.

Por fim, o **Capítulo 5** contém as conclusões sobre a tese, incluindo observações sobre oportunidades de melhorias e perspectivas para estudos futuros.

2 OTIMIZAÇÃO DA DISTRIBUIÇÃO DE COMBUSTÍVEIS SIDERÚRGICOS

Este capítulo aborda a descrição de um modelo de programação linear inteira mista (MILP) proposto como ferramenta de otimização do processo de distribuição de combustíveis siderúrgicos. Comparado às abordagens precedentes, melhorias são feitas na formulação e um procedimento heurístico é proposto para estabelecer os valores apropriados das penalidades da função objetivo, resultando em um aumento do desempenho operacional do sistema de distribuição de combustíveis. Por meio de estudos de casos, uma comparação é realizada entre um modelo de otimização precedente (também baseado em MILP), o modelo melhorado descrito nesta tese e o comportamento real de um sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos gerido por operadores sem auxílio de uma ferramenta computacional.

2.1 DEFINIÇÃO DO SISTEMA

A **Figura 2.1** apresenta de forma genérica um sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos passível de aplicação do otimizador. Nesta figura, são discriminados os diferentes agentes do sistema de distribuição de combustíveis. Os produtores de alcatrão e COG (coqueria), de BFG (alto-forno) e LDG (aciaria) são indicados no item **1**; os consumidores não controlados, indicados em **2**, são formados pelos diferentes processos da usina siderúrgica, tais como coqueria, alto-forno, aciaria, laminação, etc.; as torres de queima (**3**) são utilizadas, em último caso, para garantir a operação dos gasômetros abaixo do limite superior; em **4** encontram-se as estações misturadoras de gases que são, ao mesmo tempo, consumidoras de gases (COG, BFG e LDG) e produtoras de gás misto (MG); os gasômetros

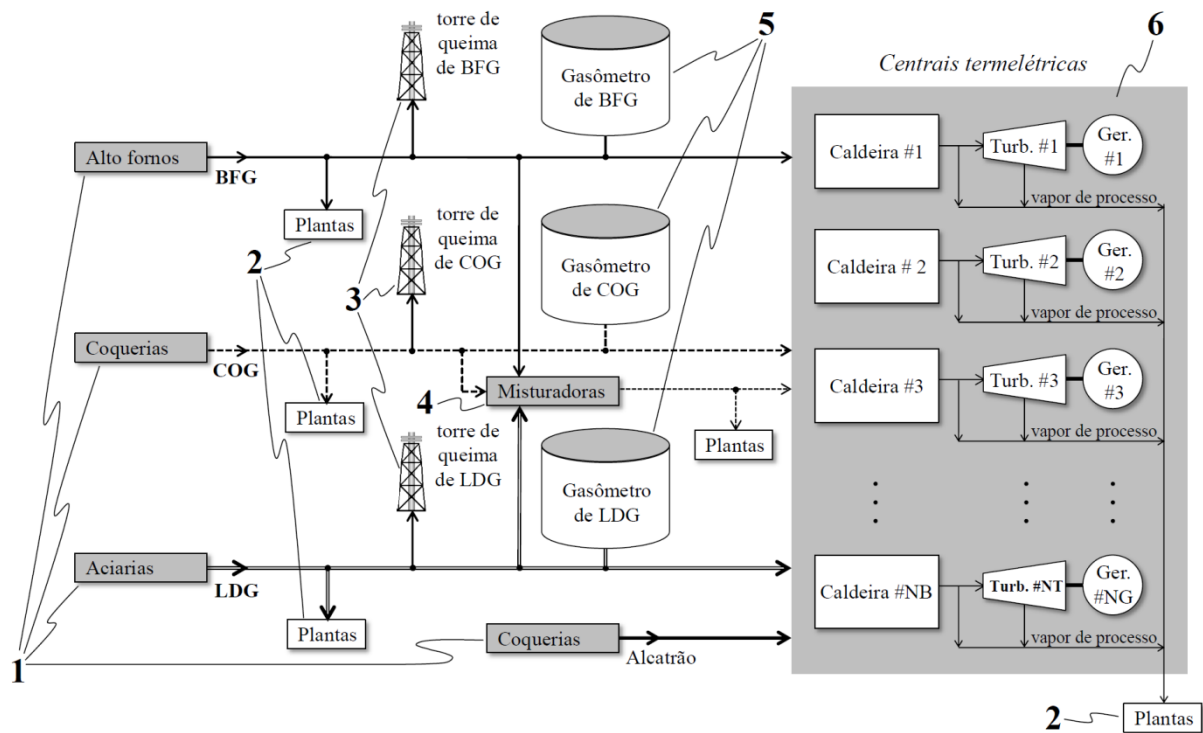


Figura 2.1 – Fluxograma de um sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos genérico.

Fonte: elaboração própria.

(5) são capazes de absorver choques na produção e consumo dos combustíveis, garantindo disponibilidade dos gases e mantendo estável a pressão da tubulação; as centrais termelétricas (CTEs) (6), principais consumidoras de combustíveis siderúrgicos, formam a parcela do consumo controlado pelos operadores da área de utilidades e são o principal foco do modelo de otimização.

2.2 O MODELO DE OTIMIZAÇÃO

Conforme mencionado no **Capítulo 1**, o problema de otimização da distribuição de combustíveis numa usina siderúrgica pode ser definido como encontrar uma solução para minimizar a ocorrência de desbalanço (ou desequilíbrio) entre as quantidades de combustíveis produzidos e consumidos e maximizar a eficiência energética, mantendo os níveis dos

gasômetros dentro de uma faixa de trabalho segura, de maneira que haja sempre disponibilidade de combustível para as plantas consumidoras e que a perda direta de gás (e energia) nas torres de queima seja evitada. No **Capítulo 1**, as diversas abordagens realizadas para solucionar este problema são descritas.

Na abordagem desta tese, a operação do sistema de distribuição tem ações de controle (determinação das variáveis de decisão) sobre o consumo de combustível nas centrais termelétricas e nas estações misturadoras de gases. Portanto, o modelo proposto difere conceitualmente da ideia de otimização do consumo de combustíveis em todas as plantas da usina, como proposto por Kong et al. (2010), mas introduz a possibilidade de consumo de gás misto por uma ou várias plantas, propiciando a flexibilidade de substituição de um tipo de combustível por outro, assumindo uma tolerância de variação de poder calorífico do gás misto, ajustável por meio de restrições.

Nesta seção, algumas melhorias no modelo de Kim et al. (2003) são propostas. Essas melhorias tiveram evolução a partir do artigo apresentado no 10º Congresso do Instituto Chileno de Pesquisa Operacional - OPTIMA 2013 (OLIVEIRA JUNIOR; PENA e SALLES, 2013) e também da dissertação de mestrado elaborada por Pena (2013). Contudo, uma nova organização foi dada à formulação do problema, generalizando-a e incluindo a produção de gás misto. Além disso, evidencia-se, por meio de equações, a aplicação de regras heurísticas que são propostas para definição de valores de penalidades aplicadas à função objetivo (que estão associadas à operação dos gasômetros), sendo também proposto um método heurístico para determinação de valores apropriados para as penalidades, com auxílio de análises de sensibilidade do modelo MILP (onde valores de custos da função objetivo são alterados em uma ampla faixa para avaliação de efeitos sobre o desempenho do sistema com um todo).

Na última seção deste capítulo, por meio de estudo de casos, uma comparação é feita entre diferentes estratégias de gerenciamento da distribuição de combustíveis, a saber:

(a) comportamento real de um sistema gerido por operadores (sem ferramenta de otimização); (b) aplicação do modelo precedente (de Kim et al., 2003); (c) aplicação do modelo precedente (de Kim et al., 2003) com a inclusão das novas regras heurísticas; e (d) aplicação do modelo melhorado descrito nesta tese com as novas regras heurísticas.

O equacionamento da função objetivo, as restrições e as equações do modelo MILP são descritos a seguir.

2.2.1 Função objetivo

A função objetivo do problema de otimização MILP, descrita pela Eq. 2.1, traduz as diretrizes descritas no **Capítulo 1** em expressões matemáticas. Os objetivos da função a ser otimizada são: (a) minimizar a operação do gasômetro fora da faixa visada; (b) reduzir as mudanças de estado (comutações) dos queimadores das CTEs; (c) reduzir a geração em excesso de vapor de processo; (d) reduzir o consumo de combustíveis; e (e) maximizar a geração de energia elétrica.

Na formulação, G enumera os gases selecionados (BFG, COG, LDG), e o índice F indica, além dos gases citados, o óleo alcatrão (Oil ou TAR). As variáveis de decisão envolvidas na otimização da função objetivo são: a vazão do combustível F para a caldeira i , no período t ($f_{i,t}^F$); a potência ativa gerada no turbogerador j no período t ($pw_{j,t}^{gen}$); a vazão de vapor de processo da caldeira i no período t ($f_{i,t}^{ps}$); a vazão de gás misto (MG) produzido na estação misturadora de gases k no período t ($f_{k,t}^{MGmixk}$); a variável de folga que representa o volume que deve ser enviado à torre de queima no período t ($S_{H,t}^G$); a variável de excesso que representa o volume a ser preservado no interior do gasômetro para que seja mantida a pressão de linha no período t ($S_{L,t}^G$); a variável de folga que representa o volume superior à

capacidade máxima do gasômetro G no período t ($S_{HH,t}^G$); a variável que contabiliza o volume do gás que se desvia acima e abaixo do valor visado no período t , respectivamente, ($S_{d^+,t}^G$) e ($S_{d^-,t}^G$); também a variável de decisão que determina quantos queimadores de um determinado combustível devem ser acesos ou apagados na fornalha da caldeira i no período t ($\Delta N_{i,t}^F$); e, por fim, as variáveis binárias que indicam quando dois ou três dos queimadores devem ser acesos no período t , em sequência, ($ibn_{2,i,t}^{F+}$ e $ibn_{3,i,t}^{F+}$), ou apagados, ($ibn_{2,i,t}^{F-}$ e $ibn_{3,i,t}^{F-}$).

$$\begin{aligned}
 \min. \left\{ \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ i:1,\dots,NB \\ F:A,B,C,Oil}} C^F f_{i,t}^F \Delta t - C^{Elec} \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ j:1,\dots,NT}} pw_{j,t}^{gen} \Delta t + C^{PS} \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ i:1,\dots,NB}} f_{i,t}^{ps} \Delta t \right. \\
 + \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ k:1,\dots,NM}} C^{Mixk} f_{k,t}^{MGmixk} \Delta t + \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ G:A,B,C}} W_{HH}^G S_{HH,t}^G + \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ G:A,B,C}} W_H^G S_{H,t}^G \\
 + \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ G:A,B,C}} W_L^G S_{L,t}^G + \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ G:A,B,C}} (W_{d^+}^G) S_{d^+,t}^G + \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ G:A,B,C}} (W_{d^-}^G) S_{d^-,t}^G \\
 + \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ i:1,\dots,NB \\ F:A,B,C,Oil}} W_{sw}^F \Delta N_{i,t}^F + \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ i:1,\dots,NB \\ F:A,B,C,Oil}} W_{2s}^F (ibn_{2,i,t}^{F+} + ibn_{2,i,t}^{F-}) \\
 \left. + \sum_{\substack{t:1,\dots,P \\ i:1,\dots,NB \\ F:A,B,C,Oil}} W_{3s}^F (ibn_{3,i,t}^{F+} + ibn_{3,i,t}^{F-}) \right\} \quad (2.1)
 \end{aligned}$$

O modelo proposto permite a minimização da função objetivo (Eq. 2.1) através da determinação dos valores que cada uma das variáveis de decisão deve assumir em cada período t , sendo P o número de períodos do horizonte de planejamento. Assim, onde houver o índice t assume-se que este representa os períodos ($t = 1, \dots, P$); enquanto os índices i , j e k serão usados respectivamente para enumerar as caldeiras ($i = 1, \dots, NB$), turbinas ($j = 1, \dots, NT$) e misturadoras ($k = 1, \dots, NM$) do sistema, sendo NB o número total de caldeiras, NT o número total de turbinas e NM o número total de estações misturadoras.

O primeiro termo da Eq. 2.1 representa o custo pelo consumo de combustível na fornalha de cada caldeira, contabilizado ao fim de cada período, sendo C^F o custo do combustível F , dado em US\$/kg ou US\$/m³. O segundo termo, por sua vez, é o termo referente à geração de energia elétrica cujo objetivo é ser maximizado. Nesta parcela, C^{Elec} é o preço de venda da energia elétrica gerada US\$/kWh. Já o terceiro termo refere-se ao custo pelo uso de vapor de processo na usina, US\$/kg, sendo a constante C^{PS} o custo do vapor. A quarta parcela leva em consideração o custo operacional das misturadoras de gases, que é proporcional à vazão de gás misturado ($f_{k,t}^{MGmixk}$), sendo que o custo do gás (C^{Mixk}) é dado em US\$/m³.

As constantes W_{HH}^G , W_H^G e W_L^G , em US\$/m³, são as respectivas penalidades devido à operação do gasômetro do gás G em sua capacidade máxima, acima de seu limite seguro máximo ou abaixo de seu limite seguro mínimo (veja a **Figura 2.2**).

As constantes $W_{a^+}^G$ e $W_{a^-}^G$ são as penalidades pelo desvio acima e abaixo do valor visado de operação do gasômetro US\$/m³.

A constante W_{sw}^F contabiliza a penalidade por se acender ou apagar um queimador do combustível F , em US\$/queimador. Por fim, as constantes W_{2s}^F e W_{3s}^F são as penalidades

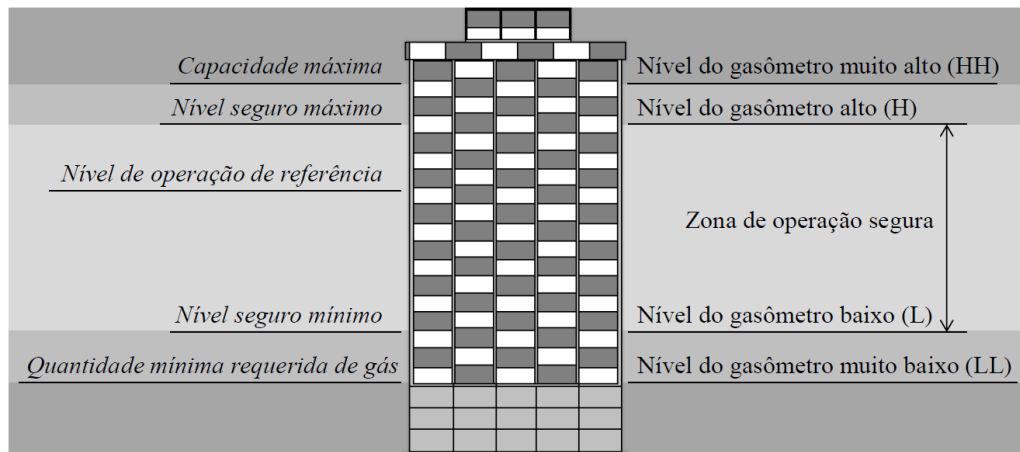


Figura 2.2 – Limites operacionais de nível dos gasômetros.

Fonte: elaboração própria.

pela mudança simultânea nos estados de dois ou três queimadores de combustível no período t , na fornalha da caldeira i , dados em US\$/2 queimadores e US\$/3 queimadores, respectivamente.

2.2.2 Restrições do sistema

No texto a seguir, onde houver mudanças nas equações em relação à abordagem precedente, as modificações são justificadas ao longo do texto e a equação da abordagem precedente é apresentada imediatamente abaixo da equação modificada, sendo-lhe atribuído o mesmo número da equação modificada, mas seguido de uma letra "p" (de precedente).

2.2.2.1 Balanço mássico e volumétrico dos gasômetros e caldeiras

As equações referentes aos balanços mássicos, volumétricos e de energia nos gasômetros, caldeiras e turbinas são apresentadas nas Eq. 2.2 a 2.8.

A Eq. 2.2 expressa as restrições relacionadas com os níveis dos gasômetros, onde h_t^G é o nível do gasômetro do gás G (m^3), calculado para o período t , $F_{pge_t}^G$ e $F_{pco_t}^G$ são as vazões previstas para geração e consumo não controlados na própria usina, $f_{i,t}^G$ é a vazão do gás G para a fornalha da caldeira i , no período t (em m^3/h), $f_{k,t}^{Gmixk}$ é a vazão do gás G para a misturadora k , no período t (em m^3/h) e $S_{H,t}^G$ é a parcela referente ao volume de gás que é enviado à torre de queima sempre que o volume do gasômetro estiver acima do nível máximo seguro.

$$h_t^G = h_{t-1}^G + \left(F_{pge_t}^G - F_{pco_t}^G - \sum_{i=1, \dots, NB} f_{i,t}^G - \sum_{k=1, \dots, NM} f_{k,t}^{Gmixk} \right) \Delta t - S_{H,t}^G \quad (2.2)$$

$$h_t^G = h_{t-1}^G + \left(F_{pge_t}^G - F_{pco_t}^G - \sum_{i=1, \dots, NB} \Delta f_{i,t}^G \right) \Delta t \quad (2.2p)$$

Duas mudanças podem ser verificadas entre a Eq. 2.2 (modificada) e a Eq. 2.2p (precedente). A primeira consiste em considerar-se na Eq. 2.2 a quantidade de volume de gás que é enviada à chaminé no balanço de massa dos gasômetros. A segunda, consiste no estabelecimento de um novo relacionamento entre o balanço de massa descrito pela Eq. 2.2 e o balanço de energia descrito pela Eq. 2.8, mostrada mais adiante, pois o volume do gasômetro passa a ser agora calculado em função da vazão de gás que é enviado às fornalhas das caldeiras e não por meio da variação de vazão nas fornalhas ($\Delta f_{i,t}^G$).

A Eq. 2.3 modela a vazão total de um gás para fornalha de uma caldeira como o produto da capacidade de queima do queimador (U_i^F em m³/h ou kg/h) pelo número de queimadores calculados para estarem acesos naquele período ($N_{i,t}^F$). Deste produto é descontada a capacidade do queimador que não está sendo usada, a qual é representada através da variável de folga $Sf_{i,t}^F$. A Eq. 2.4, por sua vez, estabelece a possibilidade de operar o queimador em faixas intermediárias. A razão entre as capacidades máxima e mínima de liberação de calor de um queimador, sem risco de apagamento do queimador, é chamada de rangeabilidade do queimador (termo em inglês correspondente: *turn-down ratio* - TDR). Nesta equação, C_{opr}^F é a faixa operacional dos queimadores, que pode variar entre 0 e 1 (sendo tipicamente menor que 0,3 para queimadores de gases).

$$f_{i,t}^F = U_i^F N_{i,t}^F - sf_{i,t}^F \quad (2.3)$$

$$\Delta f_{i,t}^G = U_i^G (N_{i,t}^G - N_{i,t-1}^G) \quad (2.3p)$$

$$Sf_{i,t}^F \leq C_{opr}^F U_i^F N_{i,t}^F \quad (2.4)$$

Na abordagem precedente não era possível utilizar um queimador dentro de uma faixa de vazão contínua. Considerava-se que ao acender um queimador, o mesmo passaria a funcionar sempre em sua vazão máxima. Para possibilitar a operação dos queimadores em

vazões intermediárias, foi necessário fazer mudanças na Eq. 2.3p e adicionar a Eq. 2.4. Além disso, os queimadores de alcatrão foram modelados para estarem sujeitos às mesmas restrições de comutações de queimadores que são aplicadas aos queimadores de gás. A abordagem precedente não descreve como as comutações de queimadores de alcatrão ocorrem, sendo entendido que os queimadores de alcatrão são modelados apenas por variáveis contínuas, enquanto os queimadores de gás são modelados por variáveis inteiras.

2.2.2.2 Balanço de massa das caldeiras e turbinas

A Eq. 2.5 expressa o balanço mássico de vapor nas caldeiras. Nela, a vazão total do vapor produzido na caldeira ($f_{i,t}^{stm}$) é igual à soma da vazão de vapor que é extraída da caldeira para a usina ($f_{i,t}^{psa}$) com vazão de vapor enviado para a turbina ($f_{j,t}^{tb}$). Estas vazões são dadas em kg/h.

A Eq. 2.6 expressa uma condição necessária para a operação estável do sistema, pois numa caldeira aquatubular é necessário manter a vazão de alimentação de água ($f_{i,t}^{water}$) igual à vazão de vapor que sai da caldeira ($f_{i,t}^{stm}$), ambos expressos em kg/h (veja ÅSTRÖM e BELL, 2000, pág. 370). Esta equação não é apresentada na abordagem precedente.

$$f_{i,t}^{stm} = f_{i,t}^{psa} + f_{j,t}^{tb} \quad (2.5)$$

$$f_{i,t}^{water} = f_{i,t}^{stm} \quad (2.6)$$

A vazão total de vapor de processo para a usina ($f_{i,t}^{ps}$) é dada pela soma da parcela que é extraída da tubulação principal da caldeira ($f_{i,t}^{psa}$) com a extração secundária de vapor na turbina ($f_{i,t}^{psb}$), de acordo com a Eq. 2.7.

$$f_{i,t}^{ps} = f_{i,t}^{psa} + f_{i,t}^{psb} \quad (2.7)$$

2.2.2.3 Balanço de energia das caldeiras e turbinas

A Eq. 2.8 expressa o balanço energético da caldeira, pois a energia fornecida pelos combustíveis (à esquerda da igualdade) deve ser igual à recebida pelo conjunto água/vapor (à direita da igualdade). Como há perdas, é utilizado um coeficiente de rendimento (η_i^{NB}). Nesta equação, $H_{i,t}^{stm}$ e $H_{i,t}^{water}$ são as entalpias do vapor na saída da caldeira e da água de alimentação da caldeira, respectivamente, C_P^F é o Poder Calorífico Inferior (PCI) dos combustíveis, $f_{i,t}^F$, $f_{i,t}^{stm}$ e $f_{i,t}^{water}$ são as vazões de cada fluido.

$$C_P^F \sum_F f_{i,t}^F = \frac{H_{i,t}^{stm} f_{i,t}^{stm} - H_{i,t}^{water} f_{i,t}^{water}}{\eta_i^{NB}} \quad (2.8)$$

A Eq. 2.9 corresponde à aplicação direta da primeira lei da termodinâmica ao turbogerador. O conceito de eficiência é novamente utilizado, em que η_j^{TB} é o coeficiente que contabiliza o fluxo de energia que não é convertido em energia mecânica no eixo da turbina devido às perdas genéricas na turbina. A potência elétrica disponível ($pw_{j,t}^{gen}$) é uma função da vazão de vapor na entrada da turbina e das entalpias do vapor na entrada ($H_{j,t}^{stm}$), na extração ($H_{j,t}^{ext}$), e na saída ($H_{j,t}^{exh}$) da turbina. η_j^{ext} é o rendimento da extração de vapor de processo na turbina e ($f_{j,t}^{psb}$) é a vazão de vapor que é extraída da turbina para a usina.

$$pw_{j,t}^{gen} = f_{j,t}^{tb} (H_{j,t}^{stm} - H_{j,t}^{exh}) \eta_j^{TB} - f_{j,t}^{psb} (H_{j,t}^{ext} - H_{j,t}^{exh}) \eta_j^{ext} \quad (2.9)$$

$$pw_{j,t}^{gen} = f_{j,t}^{tb} H_{j,t}^{stm} \eta_j^{TB} \quad (2.9p)$$

Algumas modificações foram estabelecidas na aplicação da primeira lei da termodinâmica nas turbinas, pois apenas parte da energia térmica disponível é utilizada para gerar potência elétrica ($pw_{j,t}^{gen}$). Na equação atual (Eq. 2.9), é possível a realização de extração direta de vapor de processo na turbina, ao invés de extrair apenas a partir da saída da caldeira. Na abordagem precedente (Eq. 2.9p) foi considerado que a vazão de vapor na saída

da turbina é igual à vazão de vapor na entrada da turbina, sendo também aplicado o conceito de energia potencial ao invés da energia útil no cálculo da potência elétrica.

2.2.2.4 Restrições dos gasômetros

As Eq. 2.10 a 2.13 governam as restrições operacionais dos gasômetros. Define-se GH_{HH}^G , GH_H^G , GH_N^G , GH_L^G e GH_{LL}^G , respectivamente, o nível máximo, o nível seguro máximo, o nível normal (ou de referência), o nível seguro mínimo e o nível mínimo do gasômetro G . As variáveis $s_{HH,t}^G$ e $s_{H,t}^G$ são as variáveis de folga que representam o volume de gás acima da capacidade máxima do gasômetro e o volume a ser enviado à torre de queima. $s_{L,t}^G$ é a variável de excesso que contabiliza o volume a ser preservado no gasômetro G acima do nível mínimo. As respectivas variáveis de folga e excesso para o desvio do volume do gasômetro em relação ao valor visado de operação são, respectivamente, $s_{d^+,t}^G$ e $s_{d^-,t}^G$. Todas essas medidas volumétricas descritas acima são dadas em m³.

$$GH_{LL}^G \leq h_t^G \leq GH_{HH}^G + s_{HH,t}^G \quad (2.10)$$

$$GH_L^G - s_{L,t}^G \leq h_t^G \leq GH_H^G + s_{H,t}^G \quad (2.11)$$

$$h_t^G - GH_N^G = s_{d^+,t}^G - s_{d^-,t}^G \quad (2.12)$$

$$s_{HH,t}^G, s_{H,t}^G, s_{L,t}^G, s_{d^+,t}^G, s_{d^-,t}^G \geq 0 \quad (2.13)$$

2.2.2.5 Restrições das caldeiras e turbinas

As Eq. 2.14 e 2.15 expressam a produção de vapor de processo e de eletricidade acima da quantidade mínima demandada pela usina, sendo F_t^{SD} a demanda de vapor de processo (em kg/s) e PD_t a demanda de potência elétrica (em kW). Essas restrições são

fundamentais para garantir a operação da usina sem problema de indisponibilidade destas utilidades.

$$\sum_i (f_{i,t}^{psa} + f_{i,t}^{psb}) \geq F_t^{SD} \quad (2.14)$$

$$\sum_i pw_{gen_t} \geq PD_t \quad (2.15)$$

As Eq. 2.16 a 2.18 estabelecem as restrições dos equipamentos nas CTEs.

$$F_{i,t}^{MinF} \leq f_{i,t}^F \leq F_{i,t}^{MaxF} \quad (2.16)$$

$$F_{i,t}^{Minstm} \leq f_{i,t}^{stm} \leq F_{i,t}^{Maxstm} \quad (2.17)$$

$$F_{j,t}^{Mintb} \leq f_{j,t}^{tb} \leq F_{j,t}^{Maxtb} \quad (2.18)$$

Onde: $F_{i,t}^{MinF}$ e $F_{i,t}^{MaxF}$ são, respectivamente, as vazões mínimas e máximas de cada combustível F em cada caldeira i ; $F_{i,t}^{Minstm}$ e $F_{i,t}^{Maxstm}$ são, respectivamente, as vazões mínimas e máximas de vapor de cada caldeira i ; $F_{j,t}^{Mintb}$ e $F_{j,t}^{Maxtb}$ são, respectivamente, as vazões mínimas e máximas de vapor de cada turbina j .

2.2.2.6 Equações lógicas e auxiliares

As Eq. 2.19 a 2.28 são equações que estabelecem relações lógicas, responsáveis pelo ajuste das variáveis de controle, particularmente o número de queimadores acesos e apagados, definindo uma conexão entre restrições impostas e a função objetivo.

Na Eq. 2.19, o termo $\Delta N_{i,t}^F$ representa a soma de todos os queimadores comutados – acesos ($sw_{i,t}^{F+}$) ou apagados ($sw_{i,t}^{F-}$) – na caldeira i , no período t . A lógica que envolve a operação de acender ou apagar um queimador é feita pela Eq. 2.20. A Eq. 2.21 é responsável pela inicialização do otimizador. A Eq. 2.22 contabiliza quantos queimadores do combustível

selecionado devem acender ($sw_{i,t}^{F+}$) e a Eq. 2.23 contabiliza quantos queimadores devem apagar ($sw_{i,t}^{F-}$). As Eq. 2.24 e Eq. 2.25 possibilitam o acendimento ou apagamento gradual dos queimadores através das restrições estabelecidas sobre as variáveis binárias. As demais restrições apresentadas servem para declarar a natureza das variáveis de decisão envolvidas. A Eq. 2.26 corresponde às variáveis que são inteiras e as Eq. 2.27 e Eq. 2.28 para as binárias. As demais variáveis apresentadas são reais e não negativas.

$$\Delta N_{i,t}^F = sw_{i,t}^{F+} + sw_{i,t}^{F-} \quad (2.19)$$

$$N_{i,t}^F - N_{i,t-1}^F = sw_{i,t}^{F+} - sw_{i,t}^{F-} \quad (2.20)$$

$$\Delta N_{i,t}^F = N_{i,t}^F - N_{i,t-1}^F \quad (2.19p)$$

$$N_{i,t}^F - N_{i,t-1}^F = sw_{i,t}^{F+} + sw_{i,t}^{F-} \quad (2.20p)$$

$$N_{i,0}^F = n_{i,0}^F \quad (2.21)$$

$$sw_{i,t}^{F+} = ibn_{1,i,t}^{F+} + ibn_{2,i,t}^{F+} + ibn_{3,i,t}^{F+} \quad (2.22)$$

$$sw_{i,t}^{F-} = ibn_{1,i,t}^{F-} + ibn_{2,i,t}^{F-} + ibn_{3,i,t}^{F-} \quad (2.23)$$

$$ibn_{1,i,t}^{F+} \geq ibn_{2,i,t}^{F+} \geq ibn_{3,i,t}^{F+} \quad (2.24)$$

$$ibn_{1,i,t}^{F-} \geq ibn_{2,i,t}^{F-} \geq ibn_{3,i,t}^{F-} \quad (2.25)$$

$$sw_{i,t}^{F+}, sw_{i,t}^{F-}, \Delta N_{i,t}^F, N_{i,t}^F \in \mathbb{Z}_+ \quad (2.26)$$

$$ibn_{1,i,t}^{F+}, ibn_{2,i,t}^{F+}, ibn_{3,i,t}^{F+} \in \{1,0\} \quad (2.27)$$

$$ibn_{1,i,t}^{F-}, ibn_{2,i,t}^{F-}, ibn_{3,i,t}^{F-} \in \{1,0\} \quad (2.28)$$

As Eq. 2.19p e 2.20p foram apresentadas na abordagem precedente (KIM et al., 2003), mas elas possuem um equívoco lógico quando é declarado que $\Delta N_{i,t}^F \geq 0$, pois assim, uma vez que um queimador seja aceso, ele não poderia ser apagado jamais.

2.2.2.7 Balanço de massa e energia das estações misturadoras de gases

As equações referentes às misturadoras de gases que fornecem combustível para os consumidores de MG são:

$$\sum_{G,k} f_{t,k}^G = f_t^{MGmixk} \quad (2.29)$$

$$\sum_k f_t^{MGmixk} = \sum_k (F_t^{MGDemk} + F_t^{MGflarek}) \quad (2.30)$$

$$\sum_{G,k} (IW_{mixk}^{Min} - IW_G) f_t^G \leq 0 \quad (2.31)$$

$$\sum_{G,k} (IW_G - IW_{mixk}^{Max}) f_t^G \leq 0 \quad (2.32)$$

A Eq. 2.29 estabelece o princípio da conservação de massa para as misturadoras, considerando que todas as vazões estão normalizadas às condições normais de pressão e temperatura (CNTP). A Eq. 2.30 estabelece o equilíbrio entre produção total ($\sum f_t^{MGmixk}$) e os consumos individuais de gás misto ($\sum F_t^{MGDem}$), além de uma variável de folga para queima ($F_t^{MGflarek}$). As Eq. 2.31 e 2.32 são responsáveis por estabelecer que a proporção da mistura resultante tenha um Índice de Wobbe (IW) dentro de uma faixa de referência.

2.3 OTIMIZADOR

As variáveis de decisão, cujos *set points* são fornecidos pelo otimizador para auxílio à equipe de operação, são: (a) vazão de cada combustível a ser consumido em cada caldeira das CTEs; (b) número de queimadores a serem acesos em cada caldeira; (c) potência elétrica a ser gerada em cada CTE; (d) vazão de vapor de processo a ser produzido em cada CTE; e (e) vazão de cada combustível para as misturadoras de gases.

A solução do problema de otimização é encontrada através de um algoritmo de ramificação e avaliação progressiva (NEMHAUSER; WOLSEY, 1999), cujo fluxograma é disposto na **Figura 2.3**. Em um primeiro momento é realizada a definição do problema, ou sua inicialização, composta pelas etapas **1**, **2**, **3** e **4**. Na etapa **1** é feito o procedimento de modelagem do problema. Cada uma das equações contendo as restrições lineares – Eq. 2.2 a 2.25; e Eq. 2.29 a 2.32 – são inseridas no sistema, a fim de se obter um modelo MILP programático. A etapa **2** é responsável por uniformizar os formatos das equações, isto é, garantir que todas as equações relacionem todas as variáveis de decisão, utilizando coeficientes nulos para as variáveis não relacionadas a uma dada restrição. A etapa **3** é responsável por concatenar todas as equações em uma única estrutura. Em **4** é verificado se o

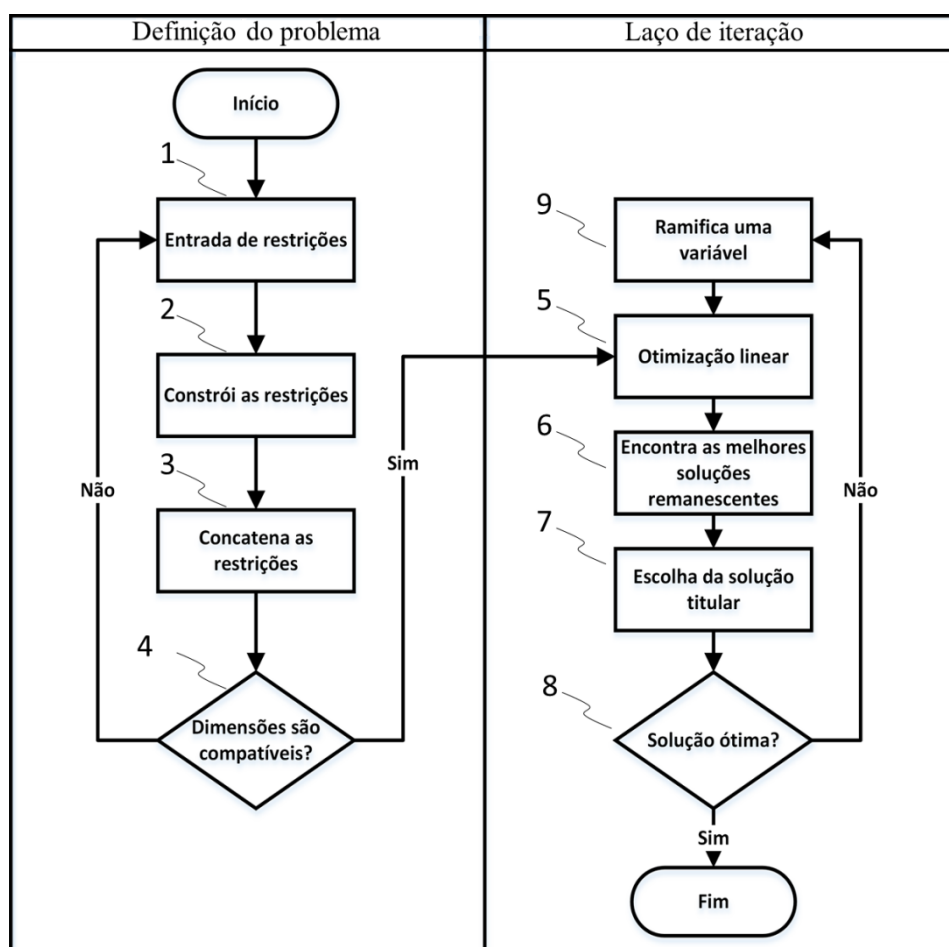


Figura 2.3 - Fluxograma do algoritmo de ramificação e avaliação progressiva (*branch and bound*).

Fonte: elaboração própria.

problema está plenamente definido e se todas as equações foram devidamente uniformizadas. Caso os dados estejam coerentes procede-se para o laço de iteração para, de fato, resolver o problema MILP. O laço de iteração – composto por **5**, **6**, **7**, **8** e **9** – é responsável por encontrar a solução ótima para o problema MILP. O algoritmo começa por resolver o problema irrestrito (**5**), isto é, sem as restrições inteiras e binárias. Esse resultado pode ser armazenado como uma solução remanescente caso sua solução seja melhor que uma solução titular inicialmente ajustada (**6**). A partir das soluções remanescentes, é feita a escolha da solução titular (**7**), ou então é mantida a solução previamente definida. Uma solução titular é uma solução factível e que atenda a todas as restrições do problema, inclusive as restrições inteiras e binárias.

A seguir, verifica-se se a solução titular é ótima (**8**), isto é, se não há no conjunto das soluções remanescentes alguma solução com custo menor. Caso não haja, o programa é finalizado com sucesso. Caso contrário, a melhor das soluções remanescentes será ramificada (**9**) em dois novos problemas com uma nova restrição em cada – uma restrição do tipo menor ou igual e uma restrição do tipo maior ou igual. Para ilustração dessa ramificação, suponha que uma determinada variável inteira (var) seja calculada como $var = 5,5$. São criadas então duas novas restrições, $var \leq 5$ e $var \geq 6$. Desta forma, cada uma das variáveis vai progressivamente assumindo valores inteiros. A solução avaliada é substituída pelas soluções viáveis dos dois novos problemas, ambas solucionadas através de otimização linear, e o ciclo é repetido até que se encontre uma solução ótima.

2.4 PROCEDIMENTO PARA DETERMINAÇÃO DE PENALIDADES

O procedimento heurístico proposto nesta seção é importante para determinar valores apropriados para os custos que são intangíveis do ponto de vista financeiro, como é o

caso dos custos relacionados à operação dos gasômetros e os relacionados à penalidade por comutação de queimadores, mas que são essenciais para a realização de uma operação segura dos sistemas de distribuição de combustíveis siderúrgicos (W_{HH}^G , W_H^G , W_L^G , $W_{d^+}^G$, $W_{d^-}^G$, W_{sw}^F , W_{2s}^F e W_{3s}^F). Ele tem como base as regras heurísticas a seguir, que são formuladas a partir de dados relacionados às características operacionais dos queimadores (**Tabela 2.1**) e de especificações funcionais dos gasômetros (**Tabela 2.2**).

Heurística 1:

Esta heurística fornece uma interpretação econômica para as penalidades relacionadas à operação do gasômetro G (= BFG, COG ou LDG) acima do seu nível alto (W_H^G).

Observa-se nas usinas siderúrgicas que o volume de BFG produzido é muito maior que os volumes produzidos de outros gases. Entretanto, o valor energético do BFG é

Tabela 2.1 - Dados queimadores das caldeiras.

Caldeira	Combustível	Quantidade	Capacidade máxima por unidade ⁵	TDR
1	BFG	4 × 2 unidades	29160 m³/h (n)	1,333:1
1	COG	8 × 1 unidades	4212 m³/h (n)	1,333:1
1	TAR	8 × 1 unidades	2203 kg/h	1,333:1
2	BFG	4 × 2 unidades	29160 m³/h (n)	1,333:1
2	COG	8 × 1 unidades	4212 m³/h (n)	1,333:1
2	TAR	8 × 1 unidades	2203 kg/h	1,333:1
3	BFG	8 × 1 unidades	30618 m³/h (n)	1,429:1
3	COG	8 × 1 unidades	2722 m³/h (n)	1,176:1
3	TAR	8 × 1 unidades	2074 kg/h	1,429:1
4	BFG	8 × 1 unidades	30618 m³/h (n)	1,429:1
4	COG	8 × 1 unidades	2722 m³/h (n)	1,176:1
4	LDG	8 × 2 unidades	5589 m³/h (n)	1,163:1
4	TAR	8 × 1 unidades	2074 kg/h	1,429:1

Fonte: ARCELORMITTAL BRASIL (2013) - Unidade Tubarão.

⁵ A letra (n) entre parênteses após a unidade de medida indica que os volumes medidos estão normalizados – na planta em questão, às condições normais de pressão e temperatura, ou seja, 1 atm e 0 °C.

Tabela 2.2 - Limites operacionais dos gasômetros.

Volume em m ³ (n)	BFG	COG	LDG
Capacidade máxima	150000	40000	80000
Nível seguro máximo	135000	36000	72000
Nível de operação de referência	100000	30000	60000
Nível seguro mínimo	50000	12000	24000
Volume mínimo de requerido gás	35000	8000	12000

Fonte: ARCELORMITTAL BRASIL (2013) - Unidade Tubarão.

baixo, significando que para uma mesma quantidade de energia térmica requer-se um menor volume de COG e LDG em relação ao BFG. Portanto, a penalidade por operar o gasômetro de BFG acima de seu nível alto (H) é considerada como uma penalidade de referência, que é assumida ser igual ao preço do BFG, ou seja, $W_H^{BFG} = C^{BFG}$ US\$/m³. A quantidade de energia armazenada no gasômetro de BFG entre o nível de operação de referência (GH_N^G) e o nível alto (GH_H^G) é $\Delta E_H^{BFG} = (GH_H^{BFG} - GH_N^{BFG}) C_P^{BFG}$ MJ. Como o custo por consumir 1 MJ de gás G é C^G / C_P^G US\$/MJ, segue que o custo de consumir ΔE_H^{BFG} MJ de gás G (= COG ou LDG) é $\Delta E_H^{BFG} C^G / C_P^G$ US\$. Dividindo este valor por $GH_H^G - GH_N^G$, chega-se à penalidade W_H^G em US\$/m³, dada por:

$$W_H^G = C^G \frac{(GH_H^{BFG} - GH_N^{BFG}) C_P^{BFG}}{(GH_H^G - GH_N^G) C_P^G} \quad (2.33)$$

$G = \text{BFG, COG e LDG.}$

Heurística 2:

Esta heurística estabelece critérios para atribuição de valores a outras penalidades relacionadas à operação dos gasômetros. Tendo por base o fato que grandes variações de nível de gasômetro em relação ao nível de referência não são desejáveis, é necessário aplicar uma penalidade maior quanto maior for o desvio para evitar perdas significativas de energia. Portanto, as seguintes regras são propostas:

$$W_{HH}^G = K_{HH}^G W_H^G \quad (2.34a)$$

$$W_{d+}^G = K_N^G W_H^G \quad (2.34b)$$

$$W_{d-}^G = K_N^G W_L^G \quad (2.34c)$$

$$W_L^G = K_L^G W_H^G \quad (2.34d)$$

onde:

$$K_{HH}^G \gg 1;$$

$$K_N^G \ll K_L^G \ll K_{HH}^G; \text{ e}$$

$$0 < K_N^G \ll 1.$$

As penalidades W_{HH}^G devem ser consideradas muito maiores que W_H^G , enquanto W_{d+}^G e W_{d-}^G são muito menores que W_H^G e W_L^G , respectivamente (para referência quanto aos limites operacionais dos gasômetros, veja a **Figura 2.2**), sendo a penalidade atribuída por operar o gasômetro G acima do seu nível alto W_H^G (dado pela heurística 1) tomada como referência para ponderação das demais penalidades.

Heurística 3:

A terceira heurística estabelece os pesos W_{sw}^F relacionados à comutação de um único queimador de combustível F (= BFG, COG, LDG ou óleo - TAR). Estes custos de comutação dependem da complexidade de operação do queimador (restrições do processo, sequência lógica para comutação e tempo estimado para acendimento e apagamento do queimador) e seu impacto sobre o gasômetro. Em geral, o queimador de COG possui uma operação mais rápida e simples, e por isso, foi escolhido como referência para a formulação das penalidades por comutação. A penalidade por comutar um queimador de COG é definida como igual ao produto da penalidade por operar o gasômetro em nível alto (W_H^{COG}) vezes o volume existente entre o nível alto e o nível muito alto, expressa pela seguinte equação:

$$W_{sw}^{COG} = W_H^{COG} (GH_{HH}^{COG} - GH_H^{COG}) \quad (2.35)$$

O peso W_{sw}^{COG} , em US\$, descrito na Eq. 2.35, representa uma potencial perda de energia na torre de queima devido ao não acendimento de um queimador. Uma vez que este relacionamento entre a penalidade por comutar um queimador e os limites operacionais do gasômetro de COG foi estabelecido, as penalidades para os outros tipos de queimadores são ponderadas em função da complexidade operacional de cada queimador, de cada combustível F em relação ao queimador de COG.

De acordo com informações obtidas em uma usina siderúrgica existente, um queimador de BFG possui comutação mais demorada em relação a um queimador de COG, e logo, seu peso é dado pela Eq. 2.36. O LDG é um gás produzido em bateladas, e logo, não há garantia de disponibilidade deste gás em fluxo contínuo, significando que a complexidade de operação de queimadores de LDG é considerada maior em relação à de queimadores de BFG, sendo, então, sua penalidade por comutação dada pela Eq. 2.37. Queimadores de alcatrão têm a operação mais complexa, pois suas sequências de parada e partida envolvem um grande número de manobras (purga, atomização, inserção e extração de lança móvel, etc.). Portanto, sua penalidade por comutação deve ser a maior, sendo dada pela Eq. 2.38.

$$W_{sw}^{BFG} = K_{sw}^{BFG} W_{sw}^{COG}, \text{ com } K_{sw}^{BFG} > 1; \quad (2.36)$$

$$W_{sw}^{LDG} = K_{sw}^{LDG} W_{sw}^{COG}, \text{ com } K_{sw}^{LDG} > K_{sw}^{BFG}; \quad (2.37)$$

$$W_{sw}^{Oil} = K_{sw}^{oil} W_{sw}^{COG}, \text{ com } K_{sw}^{oil} > K_{sw}^{LDG}. \quad (2.38)$$

Heurística 4:

A quarta heurística permite calcular as penalidades por acendimento simultâneo de dois ou três queimadores. De acordo com a experiência dos operadores das centrais termelétricas, a penalidade por comutar dois queimadores simultaneamente W_{2s}^F pode ser considerada duas vezes maior do que a penalidade por comutar apenas um queimador W_{sw}^F na mesma caldeira; e a penalidade da comutação simultânea de três queimadores W_{3s}^F pode ser

considerada 3 vezes maior do que W_{sw}^F . No que tange à variação da função de custo, o efeito de comutar dois queimadores no mesmo período de otimização (ao mesmo tempo) é equivalente a comutar quatro queimadores em períodos distintos (tempos distintos); e o efeito de comutar três queimadores no mesmo período é equivalente a comutar oito queimadores em períodos distintos. A ponderação desse efeito pode ser realizada ajustando os pesos W_{2s}^F e W_{3s}^F , que serão definidos de acordo com as Eq. 2.39 e 2.40.

$$W_{2s}^F = 2W_{sw}^F \quad (2.39)$$

$$W_{3s}^F = 3W_{sw}^F \quad (2.40)$$

Os valores dos parâmetros das heurísticas 2 e 3 (K_N^G , K_L^G , K_{HH}^G e K_{sw}^F) são determinados por meio do procedimento heurístico proposto e sintetizado a seguir:

Passo 1: Inicialização

- (i) Escolher valores iniciais para os parâmetros K_N^G e K_{HH}^G , que satisfaçam as restrições definidas na heurística 2, onde as desigualdades "<<" e ">>" podem ser consideradas como da ordem de 10^{-3} a 10^{-2} vezes menor e 10^2 a 10^3 vezes maior, respectivamente, e determinar $K_L^G = (GH_H^G - GH_N^G)/(GH_N^G - GH_L^G)$; (ii) calcular os valores das penalidades W_H^G , W_L^G , W_{d-}^G , W_{d+}^G e W_{HH}^G a partir das heurísticas 1 e 2; (iii) Escolher valores iniciais para as penalidades por comutar um, dois e três queimadores (W_{sw}^F , W_{2sw}^F e W_{3sw}^F) utilizando as heurísticas 3 e 4.

Passo 2: Seleção de parâmetros de comutação de queimadores

- (i) Escolha um intervalo I_{sw}^{COG} que contenha o valor de referência (W_{sw}^{COG}) dado pela Eq. 2.35 e determine outros intervalos $I_{sw}^F = K_{sw}^F I_{sw}^{COG}$, $I_{2sw}^F = 2I_{sw}^F$ e $I_{3sw}^F = 3I_{sw}^F$; (ii) Realize uma análise de sensibilidade da função objetivo (Eq. 2.1) em relação a variações simultâneas de W_{sw}^F , W_{2sw}^F e W_{3sw}^F em seus respectivos intervalos de variação estabelecidos no Passo 2(i); (iii) Se a derivada

da função objetivo na penalidade de referência (Eq. 2.35) (por exemplo, ponto P na **Figura 2.5**, da **Subseção 2.4.2**) for suficientemente pequena e se $W_{sw}^F = P$ melhor satisfizer a premissa

Pr_1 : maximizar a geração de eletricidade, impor uma operação estável dos gasômetros, minimizar a comutação de queimadores e dar preferência ao uso de BFG nas centrais termelétricas (devido à sua alta disponibilidade em relação aos outros gases);

então, calcular W_{sw}^F , W_{2sw}^F e W_{3sw}^F a partir das heurísticas 3 e 4 e seguir para o Passo 3. Caso contrário, alterar o valor de K_{sw}^F , respeitando as restrições definidas na heurística 3, e retornar ao Passo 2(i).

Passo 3: Seleção de parâmetros de operação dos gasômetros

(i) Escolha um intervalo I_H^G que contenha o valor de referência (W_H^G) dado pela Eq. 2.33 e determine outros intervalos $I_L^G = K_L^G I_H^G$, $I_{d+}^G = K_N^G I_H^G$, $I_{d-}^G = K_L^G K_N^G I_H^G$ e $I_{HH}^G = K_{HH}^G I_H^G$; (ii) Realize uma análise de sensibilidade da função objetivo (Eq. 2.1) em relação a variações simultâneas de W_L^G , W_{d+}^G , W_{d-}^G , W_H^G e W_{HH}^G em seus respectivos intervalos de variação estabelecidos no Passo 3(i); (iii) Se a derivada da função objetivo na penalidade de referência (Eq. 2.33) (por exemplo, ponto P na **Figura 2.6**, da **Subseção 2.4.3**) for suficientemente pequena e se $W_H^G = P$ melhor satisfizer a premissa Pr_1 , então, calcular W_L^G , W_{d+}^G , W_{d-}^G , W_H^G e W_{HH}^G a partir das heurísticas 1 e 2 e seguir para o Passo 4. Caso contrário, alterar os valores de K_N^G e K_{HH}^G , respeitando as restrições definidas na heurística 2, e retornar ao Passo 3(i).

Passo 4: Avaliação de desempenho

Simular o algoritmo MILP *off-line* apresentado na **Seção 2.5** (veja a **Figura 2.7**,

da **Seção 2.5**) e calcular os índices de desempenho definidos na **Tabela 2.6**. Pare se o resultado da simulação indicar que o desempenho operacional desejado foi alcançado. Caso contrário, retorne ao Passo 2.

Valores típicos, considerados neste trabalho, para o poder calorífico inferior dos combustíveis são $C_P^{BFG} = 3,4 \text{ MJ/m}^3$, $C_P^{COG} = 17,6 \text{ MJ/m}^3$, $C_P^{LDG} = 8,0 \text{ MJ/m}^3$ e $C_P^{oil} = 37,7 \text{ MJ/m}^3$. Os preços de BFG, COG, LDG e alcatrão foram considerados iguais a $C^{BFG} = 0,0127 \text{ US\$/m}^3$, $C^{COG} = 0,0659 \text{ US\$/m}^3$, $C^{LDG} = 0,0300 \text{ US\$/m}^3$ e $C^{oil} = 2,1424 \text{ US\$/kg}$, respectivamente.

Considerando os limites operacionais dos gasômetros apresentados na **Tabela 2.2** e ilustrados na **Figura 2.2**, e a partir da aplicação do procedimento heurístico acima, os seguintes valores foram determinados para os parâmetros: $K_N^G = 10^{-3}$, $K_L^{BFG} = 7/10$, $K_L^{COG} = 1/3$, $K_L^{LDG} = 1/3$, $K_{HH}^G = 10^4$, $K_{SW}^{BFG} = 4/3$, $K_{SW}^{LDG} = 5/3$ e $K_{SW}^{oil} = 10/3$. As penalidades operacionais dos gasômetros e as penalidades por comutação de queimadores correspondentes a este conjunto de parâmetros são mostradas nas **Tabelas 2.3** e **2.4**, respectivamente.

Na seção a seguir, uma análise de sensibilidade da função objetivo é apresentada, na qual alguns termos são alterados em uma ampla faixa de valores para avaliação de efeitos sobre a função objetivo e soluções geradas pelo otimizador. Ela é importante para demonstrar que as penalidades atribuídas nas **Tabelas 2.3** e **2.4** são apropriadas para assegurar uma

Tabela 2.3 - Penalidades dos gasômetros.

Pesos (US\$/m ³)	BFG	COG	LDG
W_{HH}	$1,2729 \cdot 10^2$	$7,4253 \cdot 10^2$	$3,7127 \cdot 10^2$
W_H	$1,2729 \cdot 10^{-2}$	$7,4253 \cdot 10^{-2}$	$3,7127 \cdot 10^{-2}$
W_{a+}	$1,2729 \cdot 10^{-5}$	$7,4253 \cdot 10^{-5}$	$3,7127 \cdot 10^{-5}$
W_{a-}	$8,9104 \cdot 10^{-6}$	$2,4751 \cdot 10^{-5}$	$1,2376 \cdot 10^{-5}$
W_L	$8,9104 \cdot 10^{-3}$	$2,4751 \cdot 10^{-2}$	$1,2376 \cdot 10^{-2}$

Fonte: elaboração própria.

Tabela 2.4 - Penalidades das comutações de queimadores.

Pesos (US\$/m ³)	BFG	COG	LDG	Alcatrão
W_{sw}	400	300	500	1000
W_{2s}	800	600	1000	2000
W_{3s}	1200	900	1500	3000

Fonte: elaboração própria.

operação eficiente e estável do sistema de distribuição de combustíveis.

2.4.1 Análise de sensibilidade

Dois testes são apresentados nos quais podem ser observados os efeitos sobre as soluções do problema de otimização causados por mudanças nos valores das penalidades por comutação de queimadores e nas penalidades relacionadas à operação dos gasômetros. Ambos os testes foram realizados de acordo com o procedimento MILP *off-line* descrito na **Seção 2.5**, a seguir.

O sistema de distribuição de combustíveis considerado nesta análise possui quatro centrais termelétricas, totalizando quatro caldeiras e quatro turbo-geradores, conforme o fluxograma da **Figura 2.4**. É considerado o preço de venda de energia $C^{Elec} = 0,272$ US\$/kW e o custo do vapor de processo $C^{PS} = 0,0302$ US\$/kg. As eficiências das duas primeiras caldeiras são iguais a 80%, enquanto as outras duas caldeiras possuem eficiência de 85%. A eficiência da turbina #1 é 70%, da turbina #2 é 64,6% e das turbinas #3 e #4 são, respectivamente, 73,1% e 65,6%. As eficiências relacionadas ao processo de extração de vapor são iguais a 78,4% para a turbina #1; 93,1% para a turbina #2; 27,8% para a turbina #3 e 52,1% para a turbina #4. Os combustíveis considerados são os gases BFG, COG e LDG e o óleo alcatrão.

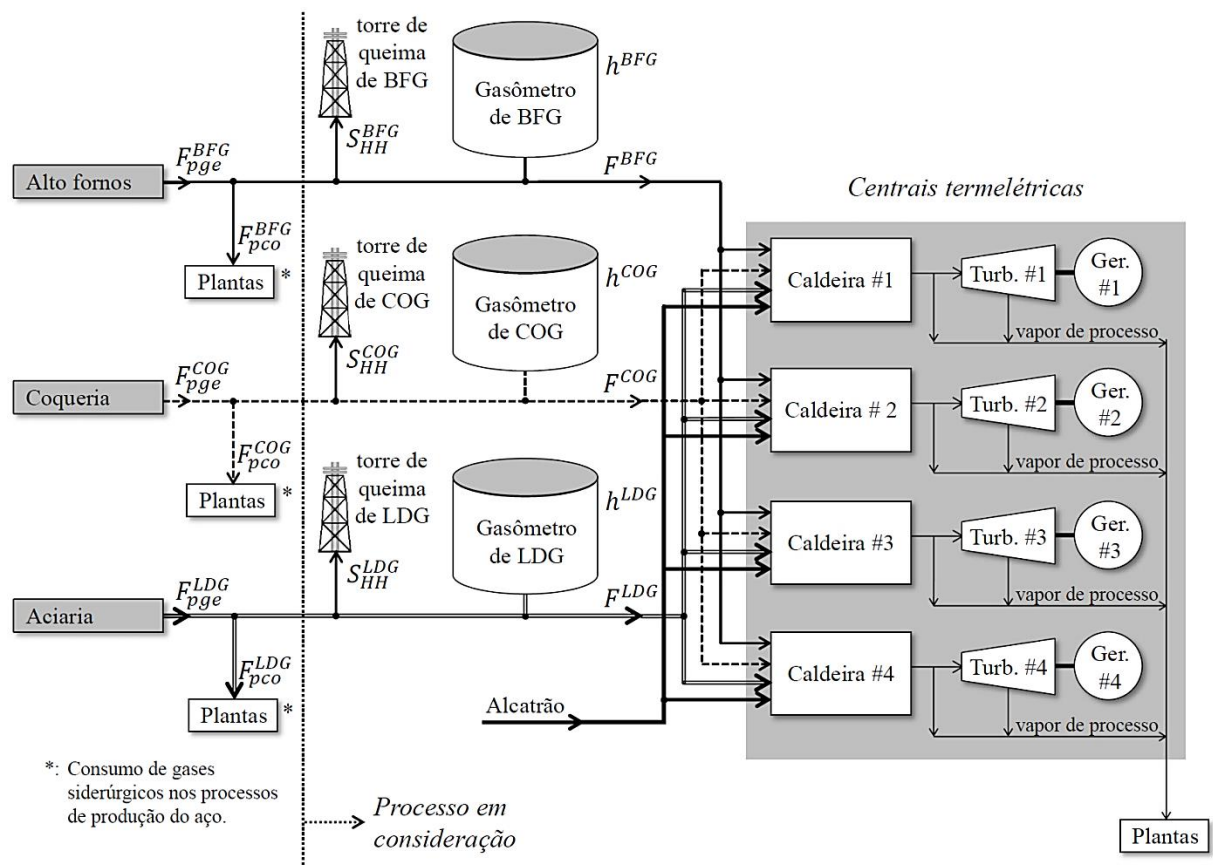


Figura 2.4 – Fluxograma do processo em consideração.

Fonte: elaboração própria.

As características de cada queimador de cada caldeira estão definidas na **Tabela 2.1**, onde o TDR (*turn-down ratio*) é a rangeabilidade do queimador. Pode-se ter uma boa estimativa do TDR fazendo a divisão entre a vazão máxima e a vazão mínima de combustível, para queimadores a gás, ou calculando a raiz quadrada da relação entre o valor de pressão máxima e valor da pressão mínima de um queimador de óleo combustível com atomização mecânica.

A vazão máxima de vapor de cada caldeira e a vazão máxima de vapor de cada turbina são respectivamente, 270 t/h e 260 t/h. O valor típico da entalpia da água de alimentação das caldeiras, para o sistema considerado, é 1160 kJ/kg e os valores médios de entalpia no circuito de vapor estão sintetizados na **Tabela 2.5**.

Tabela 2.5 – Entalpias típicas do circuito de vapor neste estudo de caso.

Entalpia (kJ/kg)	H^{stm}	H^{exh}	H^{ext}
Turbina #1	3470	2061	3246
Turbina #2	3470	2061	3222
Turbina #3	3470	2112	3319
Turbina #4	3470	2114	3325

Fonte: elaboração própria.

Em todos os testes, tem-se horizonte de otimização $P = 5$ períodos de $t = 1/5$ hora (= 12 minutos), que é o mesmo intervalo de tempo considerado por Kim et al. (2003), totalizando um horizonte de planejamento de uma hora. No processo da **Figura 2.4**, utilizado para análise de sensibilidade, não há estações de mistura de gases, e por isso o termo de C^{Mixk} na função objetivo e as equações de balanço de massa e energia de estações misturadoras de gases devem ser descartadas do modelo.

2.4.2 Ensaio 1 – Análise de sensibilidade dos custos de comutação dos queimadores

As penalidades dos gasômetros são aplicadas conforme os valores da **Tabela 2.3** e os dados de processo são mencionados na **Seção 2.4.1**. O custo de comutação de um queimador de COG foi considerado como referência, sendo W_{sw}^{COG} variado no intervalo [10, 10000]. As outras penalidades de comutação dos queimadores foram variadas em intervalos proporcionais aos valores apresentados na **Tabela 2.4**, ou seja, enquanto W_{sw}^{COG} foi alterado no intervalo [10, 10000], as penalidades W_{2s}^{COG} e W_{3s}^{COG} foram alteradas nos intervalos [20, 20000] e [30, 30000], respectivamente. Esta regra foi repetida para as penalidades W_{sw}^{BFG} , W_{sw}^{LDG} e W_{sw}^{TAR} , que foram alteradas nos intervalos [13, 13333], [16, 16667] e [33, 33333], respectivamente.

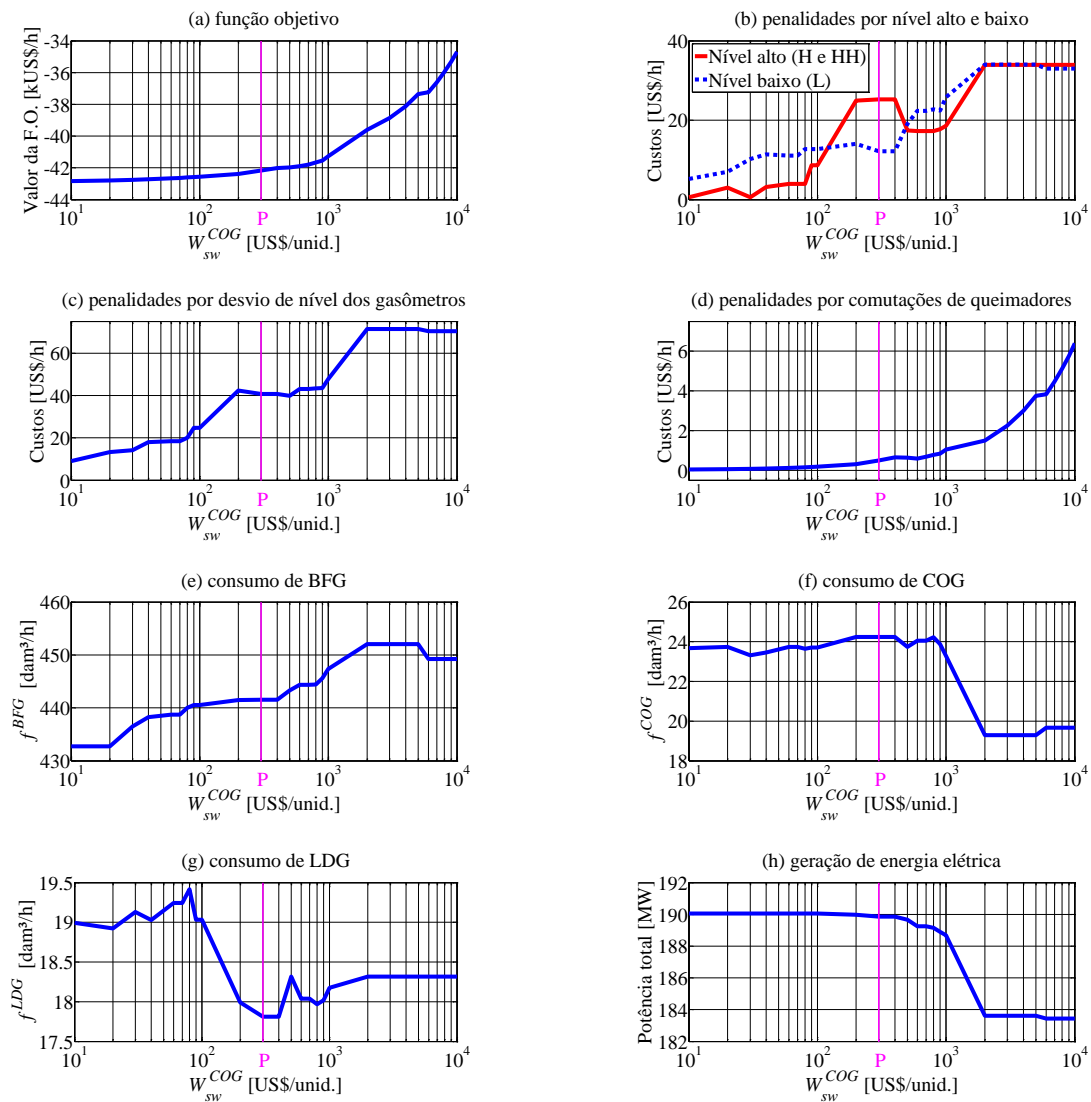


Figura 2.5 – Efeitos da alteração dos custos de comutações de queimadores.

Fonte: elaboração própria.

Os gráficos da **Figura 2.5** mostram os efeitos das mudanças nos valores dos pesos de comutações de queimadores. O aumento das penalidades de comutação dos queimadores provoca aumento no valor da função objetivo (**Figura 2.5(a)**), aumento das penalidades operacionais dos gasômetros (**Figura 2.5(c)**), das penalidades operacionais dos queimadores (**Figura 2.5(d)**) e do consumo de BFG nas centrais termelétricas (**Figura 2.5(e)**). Entretanto, o consumo de COG e LDG nas centrais termelétricas diminui (**Figuras 2.5(f)** e **(g)**, respectivamente). Consequentemente, o valor médio do gasômetro de BFG diminui. Estes

eventos causam o aumento da queima de COG e LDG nas torres de queima (**Figura 2.5(b)**). Outra consequência do aumento dos valores dos pesos de comutações de queimadores é que a geração de energia elétrica diminui (**Figura 2.5(h)**), apesar de haver disponibilidade de alcatrão e uso de BFG nas centrais termelétricas (**Figura 2.5(e)**). Por isso, é importante que sejam definidos limites adequados de tais pesos, cujo principal impacto é operacional (não financeiro), de maneira que o compromisso de minimizar a quantidade de manobras a serem feitas pelos operadores das centrais termelétricas seja mantido, sem comprometimento da geração de energia elétrica. O valor P mostrado nas figuras satisfaz as condições descritas nos passos 2 e 4 do método heurístico proposto.

2.4.3 Ensaio 2 – Análise de sensibilidade dos custos operacionais dos gasômetros

As penalidades de comutações dos queimadores e os dados de processo neste ensaio são os mesmos aplicados no **Ensaio 1**. As penalidades W_{HH}^G , W_H^G , W_L^G , $W_{d^+}^G$ e $W_{d^-}^G$ foram alteradas simultaneamente em intervalos proporcionais aos valores definidos na **Tabela 2.3**. Por exemplo, considerando que W_H^{BFG} tenha seu valor alterado no intervalo $[10^{-3}, 1]$, então W_H^{COG} e W_H^{LDG} são alterados, respectivamente, nos intervalos $[5,833 \cdot 10^{-3}, 5,833]$ e $[2,92 \cdot 10^{-3}, 2,92]$.

Observa-se na **Figura 2.6(a)** que a função objetivo aumenta à medida que as penalidades operacionais dos gasômetros são aumentadas (**Figura 2.6(c)**). Entretanto, estas penalidades afetam a queima de gás nas torres de queima, a disponibilidade de gás e as comutações de queimadores, conforme mostrado nas **Figuras 2.6(b)** e **(d)**, respectivamente. As **Figuras 2.6(e)**, **(f)** e **(g)** mostram os consumos de BFG, COG e LDG nas centrais termelétricas. Nota-se nos gráficos que, embora o consumo de BFG diminua com o aumento de W_H^{BFG} , a demanda de energia térmica é complementada por meio do consumo de COG e

LDG nas centrais termelétricas para atender a demanda de energia elétrica, sem a utilização de alcatrão (não mostrado nesta figura). Observe que, à medida que os valores das penalidades relativas à operação dos gasômetros aumentam, o custo total mostrado na **Figura 2.6(a)** também aumenta porque um maior número de comutações de queimadores precisa ser realizado para reduzir variações de nível dos gasômetros. O valor P mostrado nas figuras satisfaz as condições descritas nos passos 3 e 4 do método heurístico proposto.

Os pesos mostrados nas **Tabelas 2.3** e **2.4** estão baseados nos critérios considerados para estabelecimento das regras heurísticas. Dentre eles, destaca-se nos Ensaios

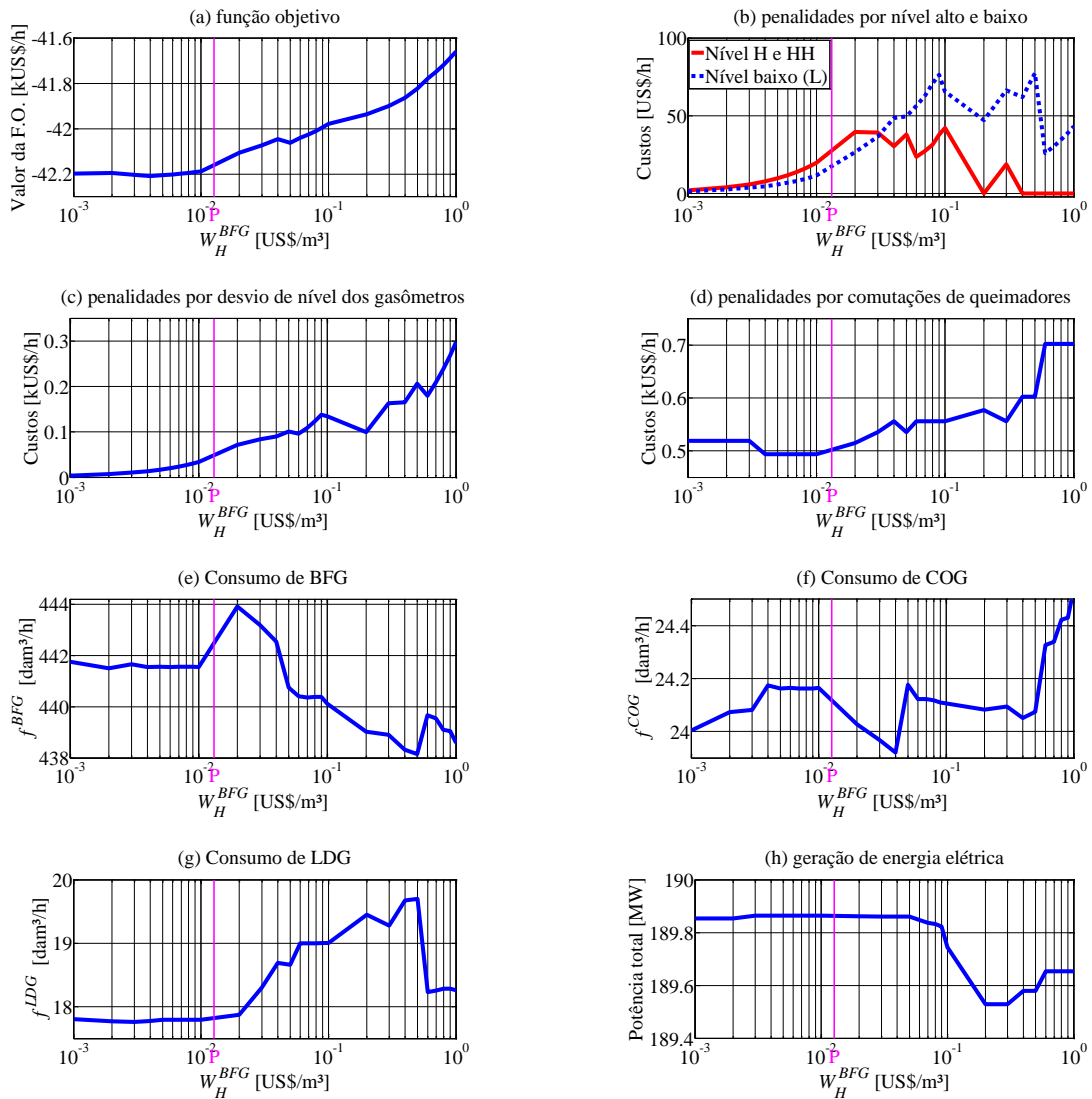


Figura 2.6 – Efeitos da alteração dos custos operacionais dos gasômetros.

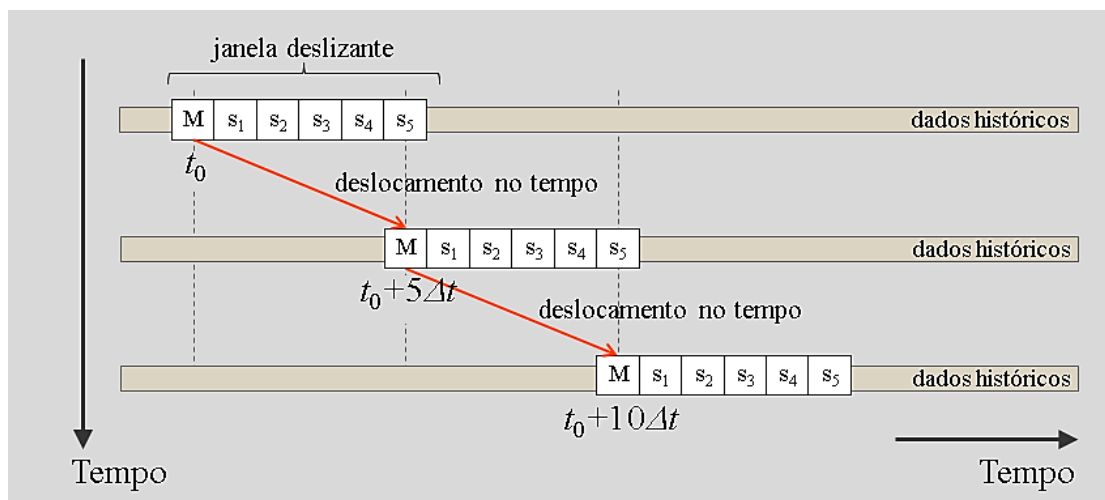
Fonte: elaboração própria.

1 e 2 a tendência em consumir mais BFG do que COG e LDG nas centrais termelétricas, possibilitando que o COG e o LDG, que são gases de maior poder calorífico, sejam disponibilizados para uso nos processos de produção de ferro e aço, sem impactar a geração de energia elétrica.

2.5 COMPARAÇÃO DAS ESTRATÉGIAS DE DISTRIBUIÇÃO DE GÁS

Nesta seção os desempenhos de diferentes modelos MILP são avaliados e suas soluções são comparadas com as ações realizadas por operadores do Centro de Energia de uma usina siderúrgica existente. Um procedimento de otimização *off-line* (simulado), utilizando como entrada as variáveis medidas da planta, foi estabelecido para determinação de soluções para o problema linear inteiro-misto de múltiplos períodos, conforme ilustrado na **Figura 2.7**.

O algoritmo MILP *off-line* resolve sequencialmente $n = 24$ problemas MILP formulados pela Eq. 2.1, cada um com $P = 5$ períodos de $\Delta t = 1/5 h$, o qual é considerado



Legenda: M = dados do processo medidos; s_1, s_2, s_3, s_4 e s_5 = soluções otimizadas p/ períodos #1, #2, #3, #4 e #5.

Figura 2.7 - Procedimento *off-line* realizado para comparação das estratégias.

Fonte: elaboração própria.

satisfatório para a operação de um sistema de distribuição de gases e é o mesmo intervalo de tempo considerado por Kim et al. (2003). De fato, este procedimento MILP *off-line* determina soluções sub-ótimas, mas reduz significativamente a carga de processamento e a quantidade de memória requerida do computador utilizado para resolver o problema, quando se aplica um longo horizonte de planejamento.

Com o propósito de avaliar somente o desempenho das estratégias de distribuição de gases determinadas pelos modelos de otimização, assume-se que as produções futuras de gases siderúrgicos e a demandas futuras de gás, vapor e energia são conhecidas a priori. Como o procedimento é realizado de maneira *off-line*, utilizando dados históricos, estes dados são utilizados como previsão futura das produções de gases siderúrgicos e a demandas de gás, vapor e energia para os períodos subsequentes, a partir de t_0 .

As seguintes estratégias de distribuição de gases são consideradas neste estudo comparativo:

- MDO: Dados medidos gerados por um operador humano de uma planta existente⁶, sem auxílio de uma ferramenta computacional;
- PMO: MILP com o modelo precedente e pesos da função objetivo propostos por Kim et al. (2003);
- PMH: MILP com o modelo precedente e pesos ajustados pelas regras heurísticas descritas nesta tese;
- IMH: MILP com modelo melhorado e pesos ajustados pelas regras heurísticas descritas neste trabalho.

As **Figuras 2.8(a), (b) e (c)** mostram, respectivamente, a evolução dos níveis dos gasômetros ao longo do tempo para as quatro estratégias consideradas.

⁶ Fonte: Usina siderúrgica ArcelorMittal Tubarão.

Os níveis calculados pelo procedimento MILP *off-line* possuem formato discreto porque suas soluções são calculadas apenas em intervalos de tempo Δt , enquanto os níveis

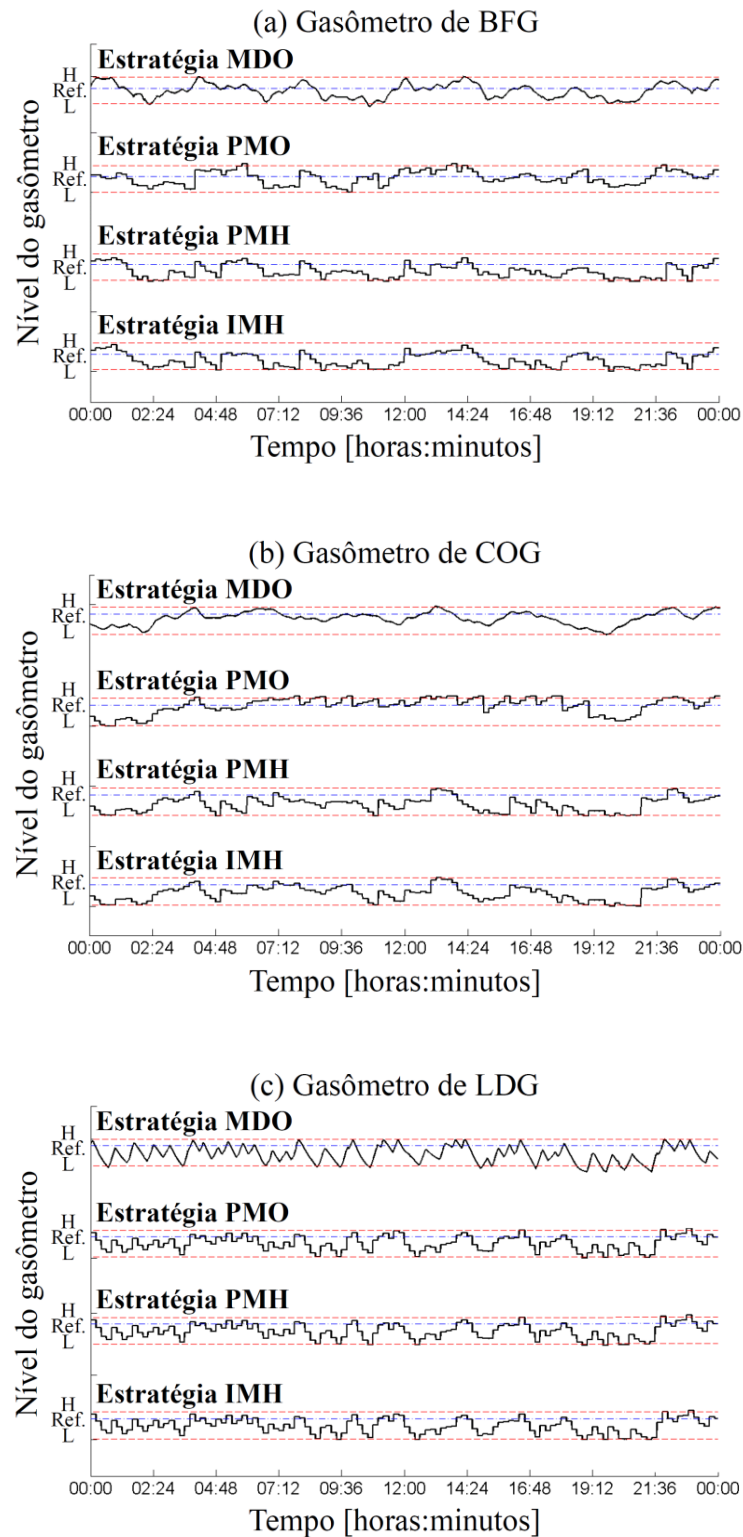


Figura 2.8 - Evolução dos níveis dos gasômetros para diferentes estratégias.

Fonte: elaboração própria.

dos gasômetros dados pela estratégia MDO foram obtidos de um sistema de aquisição de dados de uma usina siderúrgica com um período de amostragem de 5 segundos. Observa-se nesses gráficos que os níveis dos gasômetros dados pela estratégia de distribuição PMO estão mais próximos dos níveis determinados pela estratégia MDO (esta afirmação também é válida com relação às estratégias PMH e IMH). Estes resultados são confirmados pela comparação entre os índices de desempenho apresentados na **Tabela 2.6**, onde é evidenciado que os índices de desempenho DGHL, ELFS, ABS e AEP para a estratégia de distribuição PMO (PMH) estão mais próximos dos índices de desempenho da estratégia de distribuição MDO (IMH).

A partir da **Tabela 2.6**, podemos concluir que a aplicação das regras heurísticas aplicadas no modelo MILP anterior (PMH) foi suficiente para que todos os índices de desempenho apurados nesta estratégia alcancem valores próximos dos índices obtidos para o modelo melhorado com aplicação das heurísticas propostas neste trabalho (IMH). Nota-se que ambas as estratégias de distribuição PMH e IMH proporcionaram nenhum consumo de alcatrão. Observa-se também que o modelo melhorado proporciona uma redução significativa no número de comutação de queimadores (ABS), porque os queimadores podem ser operados numa faixa intermediária de vazão, entre as capacidades mínima e máxima de liberação de

Tabela 2.6 - Desempenho das estratégias de distribuição dos gases combustíveis.

Índice de desempenho	MDO	PMO	PMH	IMH
DGHL: Desvio de nível do gasômetro (dam ³)	-27,47	-17,81	-44,68	-41,56
ELFS: Perda de energia em torre de queima (GJ/h)	4,411	5,094	0,261	0,237
UTAR: Uso de alcatrão (t/h)	0,625	0,281	0,0	0,0
ABS: Comutações de queimadores (comutações/h)	11	12	3	1
AEP: Potência elétrica média (MW)	176	173	189	190

$$\begin{aligned}
 DGHL &= \sum_G \sum_{t=1}^{nP} \left(\frac{h_t^G - GH_N^G}{nP} \right); \quad ELFS = 10^{-3} \sum_G \sum_{t=1}^{nP} C_p^G \frac{\Delta s_{H,t}^G}{nP}; \quad UTAR = 10^{-3} \sum_{i=1}^{NB} \sum_{t=1}^{nP} \frac{f_{i,t}^{Oil}}{nP}, \\
 ABS &= \sum_{i=1}^{NB} \sum_F \sum_{t=1}^{nP} \frac{\Delta N_{i,t}^F}{nP}; \quad AEP = \sum_{j=1}^{NT} \sum_{t=1}^{nP} \frac{pw_{gen_{j,t}}}{nP}.
 \end{aligned}$$

Fonte: elaboração própria.

calor, definida pela característica TDR do queimador, indicada na **Tabela 2.1**.

No que diz respeito à produção de energia elétrica, ilustrada no gráfico da **Figura 2.9**, a estratégia de distribuição IMH proporciona um aumento de 0,53% quando comparada com a estratégia PMH e de 9,83% quando comparada com a estratégia PMO.

As estratégias com as regras heurísticas (PMH e IMH) têm índices DGHL mais baixos (com sinais negativos), ou seja, elas obtiveram um maior desvio de nível médio abaixo do nível de operação de referência do gasômetro. Isto é evidenciado nos gráficos da **Figura 2.8**, que indicam que essas estratégias são viáveis, mas exigem maior atenção dos operadores em relação ao nível mínimo dos gasômetros. Portanto, esta pode ser considerada a principal mudança na estratégia de distribuição de gases para obter a importante vantagem da redução do número de manobras e do aumento da geração de energia elétrica.

As estratégias descritas foram testadas com outros conjuntos de dados, produzindo resultados similares. Uma software de otimização *off-line*, utilizando a estratégia de distribuição IMH, foi desenvolvida implementada na empresa ArcelorMittal Brasil S.A., na planta ArcelorMittal Tubarão, localizada em Serra-ES. A ferramenta de otimização *off-line* pode ser utilizada para: testes do modelo de otimização, considerando a possibilidade de mudança de parâmetros do modelo; análise da performance de distribuição de combustíveis; me-

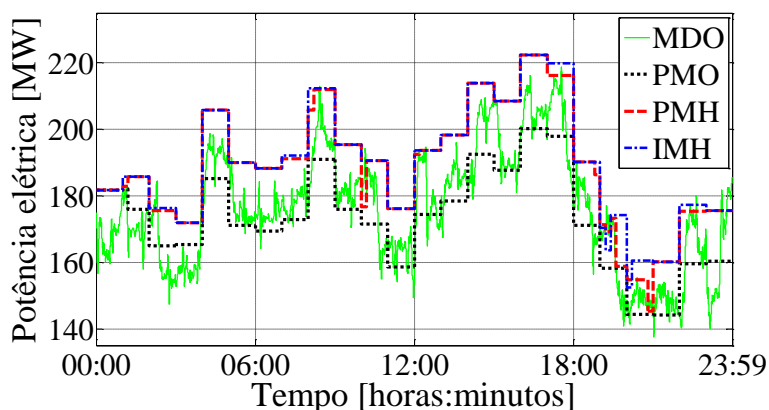


Figura 2.9 - Geração de energia elétrica para as diferentes estratégias.

Fonte: elaboração própria.

lhoria das práticas de gerenciamento da distribuição de combustíveis; comparação de soluções técnicas viáveis; estudos de investimentos; e avaliação de contratos de energia elétrica.

2.6 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO 2

É proposto neste capítulo um modelo MILP para a otimização do sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos de usinas siderúrgicas integradas, que inclui melhorias em relação à abordagens precedentes. Considerando as aplicações de modelos MILP similares, a principal contribuição no modelo é a inclusão das vazões mínimas e máximas dentro das quais os queimadores das fornalhas das caldeiras podem operar, de acordo com a rangeabilidade dos queimadores (TDR: *turn-down ratio*), que é estabelecida pelos fabricantes dos queimadores. O modelo proposto tem balanços de massa e energia consistentes entre o fluxo de combustível consumido por centrais termelétricas e sua produção de eletricidade e vapor, e também entre os níveis dos gasômetros e a distribuição adequada dos gases combustíveis numa usina siderúrgica. As simulações do modelo são coerentes com o comportamento de um sistema real e, portanto, confirmam que o modelo resolve adequadamente este problema.

Outra contribuição original é o estabelecimento de um procedimento heurístico para determinação dos pesos a serem aplicados às penalidades operacionais dos gasômetros e de comutações de queimadores, o qual requer uma análise de sensibilidade da função objetivo em relação a uma ampla variação de seus parâmetros, levando em consideração especificações funcionais dos gasômetros e características operacionais dos queimadores para determinar as penalidades e promover uma operação eficiente do sistema. Este procedimento heurístico pode ser estendido para outros modelos de otimização da distribuição de combustí-

veis siderúrgicos que possuam termos idênticos na função objetivo, relacionados a penalidades dos gasômetros e de comutações de queimadores.

Indicadores de desempenho operacional foram definidos para realizar comparações quantitativas entre diferentes estratégias, mostrando que o modelo MILP proposto reduz o número de manobras de comutação de queimadores e também as perdas de energia em torres de queima, proporcionando uma melhoria significativa no desempenho geral.

Para a geração de energia elétrica, a comparação entre diferentes estratégias mostra que o modelo melhorado conduz a um aumento de 0,53% em relação ao modelo anterior. Os resultados também indicam que o procedimento heurístico proposto possibilita um aumento potencial de 9,83%, que pode ser alcançado através da operação do sistema com os valores médios mais baixos dos níveis dos gasômetros.

As simulações do modelo são coerentes com o comportamento de um sistema real. Portanto, confirmam que o modelo melhorado resolve com sucesso o problema da distribuição de combustíveis siderúrgicos.

3 SISTEMAS HÍBRIDOS - MODELAGEM E CONTROLE DO PROCESSO

3.1 INTRODUÇÃO

O controle avançado pode ser definido como a aplicação de estratégias de controle diferentes do controle proporcional, integral e derivativo clássico (combinados ou não - P, PI, PID - e suas variações). São exemplos de controle avançado as estratégias *feedforward*, controladores em cascata, algoritmos de controle adaptativo, estratégias de controle envolvendo otimização (geralmente fazendo uso de modelos de processos), dentre outras.

O conceito de modelo de um sistema é tradicionalmente associado com equações diferenciais ou equações a diferenças, tipicamente originadas das leis físicas que governam o sistema em consideração. Consequentemente, a maioria da teoria de controle e ferramentas computacionais tem sido desenvolvida para sistemas cujo comportamento dinâmico é descrito por funções de transição de estados lineares ou não lineares. Por outro lado, em muitas aplicações o sistema a ser controlado é constituído também de comportamentos descritos por variáveis binárias (ou *lógicas*), tais como, por exemplo, chaves (liga/desliga) ou válvulas (abre/fecha), seletores de engrenagens ou de velocidade e comportamento dinâmico dependente de regras lógicas do tipo se/então/senão. Frequentemente, o controle desses sistemas é deixado a cargo de estratégias baseadas em regras heurísticas, inferidas pela prática de operação da planta (BEMPORAD; MORARI, 1999).

Os sistemas que possuem interação entre dinâmicas contínuas no tempo (modelados por equações diferenciais) e dinâmicas a eventos discretos (modelados por regras lógicas) são chamados de *sistemas híbridos*. O termo *híbrido* foi introduzido para definir um

modelo que seja capaz de capturar ao mesmo tempo dinâmicas de variáveis binárias e de variáveis contínuas de um sistema.

A formulação da teoria de *sistemas híbridos* é relativamente recente, tendo sua origem na ciência da computação. Devido à diversidade de tipos de *sistemas híbridos* existentes, diversos autores têm dedicado atenção a subclasses especiais de *sistemas híbridos*, para os quais técnicas de análise e/ou projeto têm sido desenvolvidas (GARCÍA, 2009). Alguns exemplos dessas subclasses são: os Autômatos Híbridos (*Hybrid Automata* - HA) (SCHAFT; SCHUMACHER, 1999), Sistemas Afins por Partes (*Piecewise Affine* – PWA - *systems*) (SONTAG, 1981), Sistemas Dinâmicos Lógicos Mistos (*Mixed Logical Dynamical* - MLD - *systems*) (BEMPORAD; MORARI, 1999), Sistemas Lineares Complementares (*Linear Complementarity* – LC - *systems*) (HEEMELS et al., 2000), Sistemas Lineares Complementares Estendidos (*Extended Linear Complementarity* - ELC - *systems*) (SCHUTTER; MOOR, 1999), e os *Max-Min-Plus-Scaling* - MMPS - *systems* (SCHUTTER; BOOM, 2001). HEEMELS et al. (2001) abordam a equivalência entre estas subclasses de sistemas, indicando que, sob algumas considerações, as últimas cinco subclasses de modelos supracitadas são equivalentes. Isso permite aplicar propriedades teóricas (por exemplo, estabilidade, controlabilidade, observabilidade, etc.) e ferramentas de uma subclasse à outra.

TORRISI et al. (2000) sugerem os tipos de técnicas de modelagem de *sistemas*

Tabela 3.1 - Técnicas de modelagem de sistemas híbridos sugeridas para cada aplicação.

Aplicação	Modelo
Controle	MLD, PWA, MMPS
Análise de estabilidade	PWA
Verificação de funcionalidade	PWA
Identificação	PWA
Deteção de falhas	MLD
Estimação	MLD

Fonte: TORRISI et al. (2000).

híbridos recomendadas para determinadas aplicações da engenharia de controle, conforme resumo apresentado na **Tabela 3.1**. Nota-se nesta tabela que modelos MLD, PWA e MMPS são recomendados para aplicações que envolvem controle de processos.

No contexto desta tese, o *sistema híbrido* para o qual se deseja aplicar uma estratégia de controle avançado está inserido em caldeiras industriais de centrais termelétricas, tipicamente utilizadas em usinas siderúrgicas para produção de vapor d'água e eletricidade, tendo os combustíveis siderúrgicos (BFG, COG, LDG e alcatrão) como fonte primária de energia. Geralmente, várias caldeiras são utilizadas para produção de vapor, podendo cada uma funcionar de forma independente ou integradas.

Considere o diagrama de processo simplificado do fluxo de gás combustível para

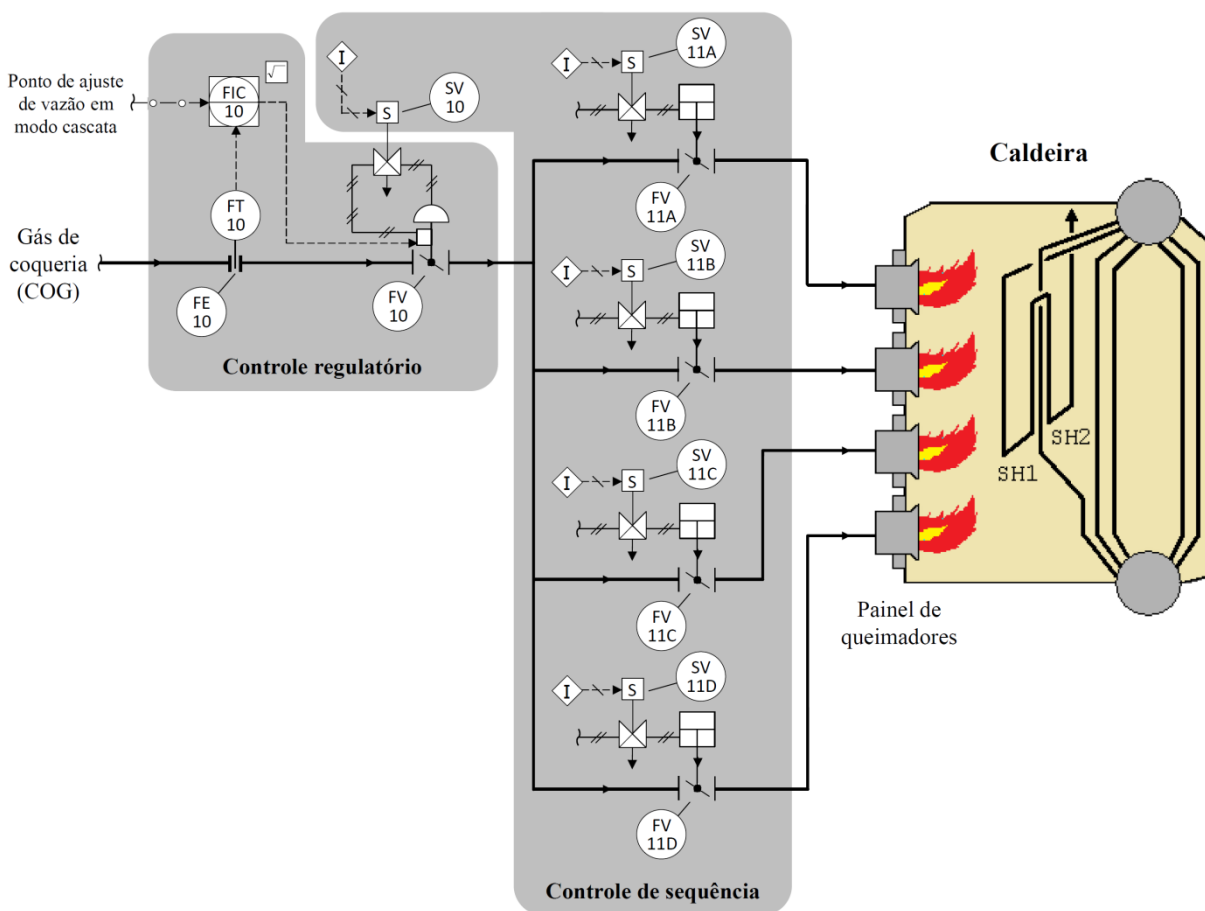


Figura 3.1 – Diagrama de processo simplificado do fluxo de gás combustível para uma caldeira aquatubular.

Fonte: elaboração própria.

uma caldeira aquatubular (hipotética), mostrado na **Figura 3.1**, contendo apenas queimadores de gás de coqueria (COG), em que alguns instrumentos necessários para intertravamento e segurança de operação foram omitidos. Por um lado, a vazão de gás é controlada pelo instrumento FIC-10, que recebe um sinal elétrico do transmissor de vazão FT-10 correspondente à vazão medida, compara o valor da vazão medida com o valor de ponto de ajuste (*set-point*) requerido e determina o sinal de controle a ser aplicado para ajuste de posição da válvula FV-10. Estes instrumentos desempenham o papel do *controle regulatório*, que lida com variáveis contínuas no tempo. Por outro lado, existem válvulas do tipo *on-off*, também chamadas de válvulas de bloqueio de fluxo (*shut-off valves*), que podem assumir somente duas posições (totalmente aberta ou totalmente fechada) e são responsáveis por liberar ou cortar o fluxo de gás para os queimadores - neste exemplo, são as válvulas FV-11A, FV-11B, FV-11C e FV-11D. A permissão de abertura ou fechamento dessas válvulas é determinada por meio de regras lógicas programadas no *sistema de controle de sequência*, que recebe sinais discretos como entrada (tais como: comandos do operador da planta, sinais de pressostatos, sensores de chama, etc.) e gera sinais de saída discretos para acionamento (abertura ou fechamento) das válvulas de bloqueio. Esse arranjo traz como resultado uma dependência entre a vazão máxima de combustível admissível e o número de queimadores acesos na caldeira, resultando também em mudanças do comportamento dinâmico do processo, pois dependendo do número de queimadores acesos, a massa de gás em movimento pela tubulação será alterada e a válvula de controle de vazão (FV-10) deverá funcionar em faixas percentuais de abertura diferentes. A **Figura 3.2** ilustra esta situação. Conforme o número de queimadores acesos, a vazão de combustível ou abertura mínima da válvula de controle deve ser restringida pelo sistema de controle para que não ocorra retorno de chama sobre o queimador (para evitar danos ao mesmo) e também para evitar o apagamento do queimador. As nuvens de pontos dessa figura (obtidas a partir de dados medidos em uma

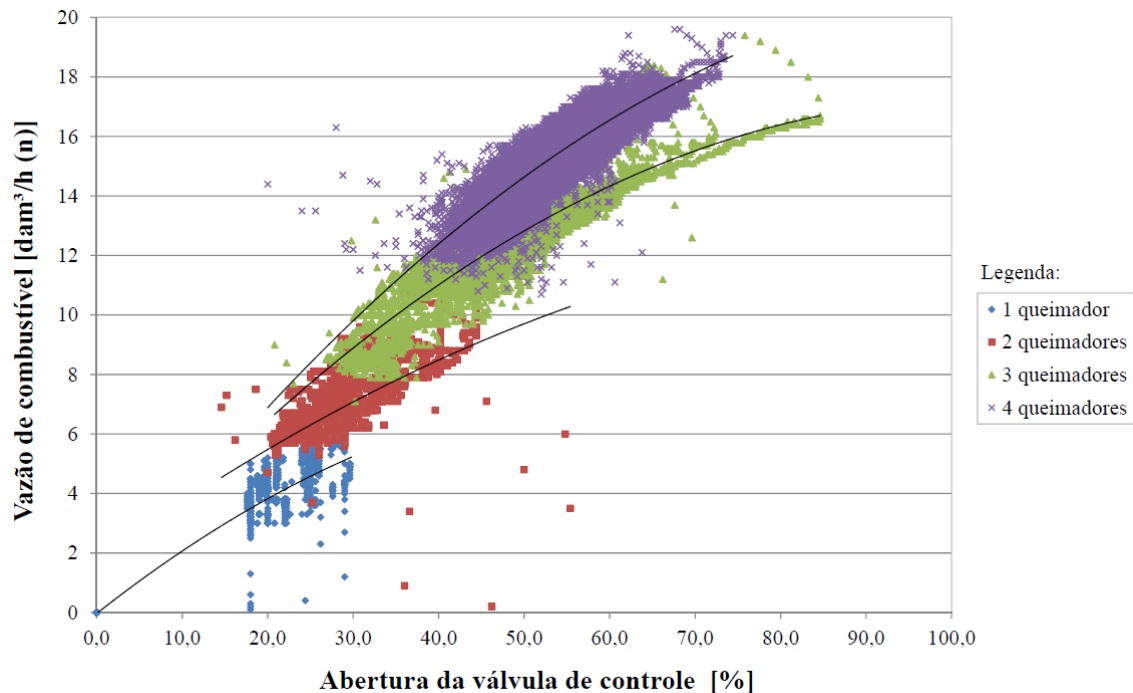


Figura 3.2 – Gráfico de dispersão da vazão de combustível em função do número de queimadores acesos.

Fonte: ARCELORMITTAL BRASIL (2013) - Vazão medida de COG da caldeira #2 da ArcelorMittal Tubarão, com escala horizontal [%] adaptada para 4 queimadores - ao invés de 8.

planta existente) retratam bem as regiões de operação da válvula de controle em função do número de queimadores acesos. É possível observar também a existência de não linearidade nas curvas de vazão de combustível. Esta interdependência entre os estados discretos das válvulas dos queimadores (dinâmicas discretas) e seu efeito sobre o controle regulatório da vazão (dinâmicas contínuas) caracteriza este processo como um *sistema híbrido*.

O formalismo da modelagem Dinâmica Lógica Mista (MLD) é capaz de transformar dinâmicas contínuas no tempo, dinâmicas a eventos binários e restrições de um sistema complexo em um modelo integrado, com restrições lógicas e dinâmicas traduzidas em inequações inteiras-mistas, envolvendo variáveis contínuas (reais) e binárias (ou lógicas, ou inteiras em $\{0,1\}$). O MLD generaliza um amplo conjunto de modelos, dentre os quais estão compreendidos: sistemas híbridos lineares; máquinas de estados a elementos finitos; algumas classes de sistemas a eventos discretos; sistemas lineares com restrições; e sistemas não

lineares, nos quais as não linearidades possam ser expressas (ou pelo menos aproximadas) por funções lineares por partes (HAMMI et al., 2012).

Para o controle de *sistemas híbridos* em malha fechada, BEMPORAD e MORARI (1999) propõem a aplicação de estratégia de controle preditivo que seja capaz de estabilizar o sistema MLD nas trajetórias de referência desejadas, respeitando as restrições de operação e levando em consideração o conhecimento prévio qualitativo, na forma de regras heurísticas que podem ser introduzidas no modelo. Controle ótimo de horizonte móvel e controle preditivo baseado em modelo (MPC) têm sido amplamente aplicados em problemas onde se deseja que o sistema siga uma trajetória (ou *set-point*) de referência sujeito a restrições. Estes métodos são baseados na filosofia chamada de horizonte de controle retrocedente, em que uma sequência de ações de controle é determinada de acordo com a previsão da evolução futura do sistema, sendo as mesmas aplicadas na planta até que novas medições estejam disponíveis - ocasião a partir da qual uma nova sequência de ações de controle é determinada, substituindo a anterior. Cada sequência é calculada por meio de um procedimento de otimização que leva em consideração dois objetivos: otimizar a trajetória de referência e proteger o sistema da possível violação de restrições. No contexto do MLD, devido à existência de variáveis inteiras, o procedimento de otimização configura um problema de programação inteira mista, linear (MILP) ou quadrática (MIQP).

A **Seção 3.2**, a seguir, aborda o formalismo matemático da modelagem dinâmica lógica mista - MLD. Na sequência, a **Seção 3.3** trata da modelagem do sistema híbrido de uma caldeira industrial. Na **Seção 3.4** é realizada uma descrição sobre a proposta de aplicação de controle preditivo no sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos.

3.2 MODELAGEM DINÂMICA LÓGICA MISTA (MLD)

O MLD é uma estrutura de modelagem que possibilita a descrição de várias classes de sistemas, como sistemas com entradas e estados mistos (discretos e contínuos), máquinas de estados a elementos finitos (autômatos) dirigidos por eventos relacionados a dinâmicas contínuas, sistemas com saídas qualitativas e sistemas afins por partes (PWA *systems*). A relevância e a generalidade da estrutura MLD é fundamentada pela sua capacidade de incluir restrições do sistema, priorização de restrições e conhecimento heurístico. A forma geral do MLD é definida pela seguinte expressão:

$$x(t+1) = Ax(t) + B_1u(t) + B_2\delta(t) + B_3z(t) \quad (3.1a)$$

$$y(t) = Cx(t) + D_1u(t) + D_2\delta(t) + D_3z(t) \quad (3.1b)$$

$$E_2\delta(t) + E_3z(t) \leq E_1u(t) + E_4x(t) + E_5 \quad (3.1c)$$

onde $x \in \mathbb{R}^{n_c} \times \{0, 1\}^{n_l}$ são estados contínuos e binários, $u \in \mathbb{R}^{m_c} \times \{0, 1\}^{m_l}$ são entradas contínuas e binárias, $y \in \mathbb{R}^{p_c} \times \{0, 1\}^{p_l}$ são as saídas, $\delta \in \{0, 1\}^{r_l}$ e $z \in \mathbb{R}^{r_c}$ representam, respectivamente, variáveis auxiliares binárias e contínuas. Todas as restrições nos estados, nas entradas e nas variáveis z e δ são resumidas na inequação (3.1c) (BEMPORAD; FERRARI-TRECCATE; MORARI, 2000).

Embora a descrição apresentada pela Eq. 3.1 pareça ser linear, as restrições de integridade sobre as variáveis binárias concentram e ocultam a não linearidade do sistema.

Assume-se que o sistema definido pela Eq. 3.1 é *completamente bem posto*, que, em outras palavras, significa que para todo x , dado u contido em um conjunto limitado, as variáveis δ e z são unicamente determinadas, isto é, existem funções F e G tais que em cada instante de tempo t , $\delta(t) = F(x(t), u(t))$ e $z(t) = G(x(t), u(t))$. Isto permite assumir que $x(t+1)$

e $y(t)$ são unicamente definidos, quando $x(t)$ e $u(t)$ são dados e, portanto, as trajetórias x e y existem e são unicamente determinadas pelo estado inicial $x(0)$ e pela entrada u .

As variáveis auxiliares são introduzidas para a transformação de proposições lógicas em inequações lineares. Uma variável binária δ é associada a uma relação lógica X_i da seguinte maneira: $X_i = \text{"verdadeiro"}$ se, e somente se, $\delta_i = 1$.

A lógica proposicional também é convertida em inequações lineares equivalentes. Seguindo uma notação padronizada (CAVALIER, T. M., et al 1990) (TYLER; MORARI, 1999) (WILLIAMS, 1977) (WILLIAMS, 2013), adota-se letras maiúsculas X_i para representar declarações - por exemplo, do tipo: " $x \geq 0$ " ou "temperatura está alta". Assim X_i é associado com uma expressão literal e possui um valor verdade que pode ser verdadeiro (T, *true*) ou falso (F, *false*). A álgebra Booleana possibilita que várias declarações sejam combinadas em declarações compostas por meio da utilização de conectivos: " \wedge " (e), " \vee " (ou), " \sim " (não), " \rightarrow " (implica), " \leftrightarrow " (se e somente se), " \oplus " (ou exclusivo). Conectivos têm várias propriedades (CHRISTIANSEN, 1997), que podem ser utilizadas para transformar declarações compostas em declarações equivalentes envolvendo conectivos diferentes e simplificando declarações complexas. Correspondentemente, é possível associar com um literal X_i uma variável lógica $\delta_i \in \{0, 1\}$, que assume valor igual a 1, se $X_i = \text{"verdadeiro"}$ ou igual a 0, caso contrário.

Um problema de lógica proposicional, em que é necessário provar que uma declaração X_1 é verdadeira, dado um conjunto de declarações (compostas), envolvendo literais X_1, \dots, X_n , pode ser solucionado por meio de programação inteira linear, fazendo uso de uma adequada tradução das declarações compostas originais em inequações lineares envolvendo variáveis lógicas δ_i . As proposições e as restrições lineares descritas na **Tabela 3.2** estabelecem equivalências entre relações lógicas e inequações correspondentes.

Essas técnicas de tradução podem ser adotadas para modelar partes lógicas dos processos e conhecimentos heurísticos sobre a operação da planta como inequações lineares inteiras. A ligação entre declarações lógicas e variáveis dinâmicas contínuas, na forma de declarações lógicas provenientes de condições relacionadas a dinâmicas contínuas, é alcançada pela aplicação das propriedades P9, P10, P12 e P13 da **Tabela 3.2**, conduzindo a

Tabela 3.2 - Conversão básica de relações lógicas em inequações inteiras-mistas (desigualdades envolvendo a forma $[\delta = 0]$ podem ser obtidas por meio da substituição de $[(1-\delta)]$ por δ nas desigualdades correspondentes.

Proposição	Modelo	Lógica	(in)equação inteira-mista
P1	E (\wedge)	$[\delta_1 = 1] \wedge [\delta_2 = 1]$	$\delta_1 = 1$ $\delta_2 = 1$
P2		$[\delta_3 = 1] \leftrightarrow$ $[\delta_1 = 1] \wedge [\delta_2 = 1]$	$-\delta_1 + \delta_3 \leq 0$ $-\delta_2 + \delta_3 \leq 0$ $\delta_1 + \delta_2 - \delta_3 \leq 1$
P3	OU (\vee)	$[\delta_1 = 1] \vee [\delta_2 = 1]$	$\delta_1 + \delta_2 \geq 1$
P4		$[\delta_3 = 1] \leftrightarrow$ $[\delta_1 = 1] \vee [\delta_2 = 1]$	$\delta_1 - \delta_3 \leq 0$ $\delta_2 - \delta_3 \leq 0$ $-\delta_1 - \delta_2 + \delta_3 \leq 0$
P5	NÃO (\sim)	$\sim[\delta_1 = 1]$	$\delta_1 = 0$
P6	XOR (\oplus)	$[\delta_1 = 1] \oplus [\delta_2 = 1]$	$\delta_1 + \delta_2 = 1$
P7		$[\delta_3 = 1] \leftrightarrow$ $[\delta_1 = 1] \oplus [\delta_2 = 1]$	$-\delta_1 - \delta_2 + \delta_3 \leq 0$ $-\delta_1 + \delta_2 - \delta_3 \leq 0$ $\delta_1 - \delta_2 - \delta_3 \leq 0$ $\delta_1 + \delta_2 + \delta_3 \leq 2$
P8	IMPLICA (\rightarrow)	$[\delta_1 = 1] \rightarrow [\delta_2 = 1]$	$\delta_1 - \delta_2 \leq 0$
P9		$[f(x) \leq 0] \rightarrow [\delta = 1]$	$f(x) \geq \varepsilon + (m - \varepsilon)\delta$
P10		$[\delta_1 = 1] \rightarrow [f(x) \leq 0]$	$f(x) \leq M - M\delta$
P11	SE SOMENTE SE (\leftrightarrow)	$[\delta_1 = 1] \leftrightarrow [\delta_2 = 1]$	$\delta_1 - \delta_2 = 0$
P12		$[f(x) \leq 0] \leftrightarrow [\delta = 1]$	$f(x) \leq M - M\delta$ $f(x) \geq \varepsilon + (m - \varepsilon)\delta$
P13	Produto	$z = \delta \cdot f(x)$	$z \leq M\delta$ $-z \leq -m\delta$ $z \leq f(x) - m(1 - \delta)$ $-z \leq -f(x) + M(1 - \delta)$

Fonte: BEMPORAD; FERRARI-TRECATTE; MORARI (2000).

inequações lineares inteiras-mistas, isto é, inequações lineares envolvendo variáveis contínuas do \mathbb{R}^n e variáveis lógicas do conjunto $\{0, 1\}$.

Considere, por exemplo, a declaração $X \triangleq [f(x) \leq 0]$, onde $f: \mathbb{R}^n \rightarrow \mathbb{R}^n$ é linear, assume-se que $x \in \mathcal{X}$, onde $\mathcal{X} \subset \mathbb{R}^n$ é um dado conjunto finito. Define-se:

$$M \triangleq \max_{x \in \mathcal{X}} f(x), m \triangleq \min_{x \in \mathcal{X}} f(x).$$

Teoricamente, uma estimativa aproximada de M ou m é suficiente para o propósito da conversão das relações lógicas em inequações lineares inteiras-mistas. Associando uma variável binária δ com o literal X , pode-se transformar $X \triangleq [f(x) \leq 0]$ em inequações inteiras-mistas, conforme descrito em P12, da **Tabela 3.2**, onde ε é uma pequena tolerância (tipicamente a precisão da máquina ou do instrumento de medição) a partir da qual a restrição é considerada como violada.

Em alguns casos, a tradução de declarações lógicas requer a introdução de variáveis auxiliares. Por exemplo, de acordo com P13, para realizar um produto entre uma variável lógica e uma variável real (contínua) é necessário a introdução de uma variável real z . As regras da **Tabela 3.2** podem ser generalizadas para relações envolvendo um número arbitrário de variáveis discretas combinados com conectivos arbitrários.

Levando em consideração as transformações da **Tabela 3.2**, a premissa assumida inicialmente de que o sistema é *completamente bem posto* é geralmente garantida pela maneira pela qual as inequações lineares da Eq. 3.1c são geradas, sendo esta hipótese tipicamente confirmada devido à aplicação de relações MLD que são oriundas da modelagem de plantas do mundo real. Todavia, um procedimento de teste numérico para confirmar se o sistema é *bem posto* é apresentado em BEMPORAD e MORARI (1999, Apêndice A).

3.2.1 Ferramenta para geração do modelo MLD

A transformação da descrição dos primeiros princípios dos sistemas híbridos na forma MLD requer a aplicação de um conjunto de regras (como as apresentadas na **Tabela 3.2**), envolvendo técnicas de transformação descritas na seção anterior. Esta tarefa é geralmente longa e desgastante e, por isso, uma ferramenta computacional para auxiliar a geração do modelo MLD foi criada por um grupo de pesquisadores do Instituto Federal Suíço de Tecnologia, em Zurique (BEMPORAD; MIGNONE; MORARI, 1999). Trata-se de um compilador que produz as matrizes A , B_i , C , D_i e E_i da Eq. 3.1. A linguagem utilizada para especificação do problema no compilador é chamada de HYSDEL (*HYbrid System Description Language*). A documentação contendo uma descrição detalhada desta linguagem pode ser encontrada no site do Laboratório de Controle Automático do instituto supracitado (HERCEG et al., 2008).

A equação de atualização de estados (Eq. 3.1) foi aplicada até a versão 2.0.5 da HYSDEL. Entretanto, com o uso extensivo da HYSDEL 2.0.5, a interpretação de sistemas MLD pelo compilador, alguma vezes, foi induzida a erros na formulação de problemas de controle e várias deficiências foram identificadas. Mais precisamente, a expressão da Eq. 3.1c não cobre explicitamente restrições de igualdade, pois têm que ser formuladas como restrições de desigualdades. Em segundo lugar, variáveis binárias e reais não são tratadas de forma igual na formulação, isto é, às vezes elas são parte de um vetor (x, u, y) , e às vezes elas são separadas (δ, z) . Além disso, a descrição MLD dada pela Eq. 3.1 não considera termos afins diretamente e a indexação numérica das matrizes pode gerar mal entendido. Para superar estas deficiências citadas, dentre outras, uma versão 3.0 da HYSDEL foi elaborada, utilizando uma formulação de sistema de MLD diferente da Eq. 3.1, que é explicada na seção seguinte.

3.2.2 Formulação de sistemas MLD a partir da versão 3.0 da HYSDEL

A linguagem HYSDEL 3.0 utiliza uma forma mais flexível para descrever o comportamento de sistemas híbridos. De maneira a distinguir claramente entre variáveis binárias e contínuas, equações e inequações na formulação, conjuntos de índices foram adicionados na formulação do MLD e novas notações foram adotadas. A nova descrição MLD é dada por (HERCEG et al., 2008):

$$x(t+1) = Ax(t) + B_u u(t) + B_{aux} w(t) + B_{aff} \quad (3.2a)$$

$$y(t) = Cx(t) + D_u u(t) + D_{aux} w(t) + D_{aff} \quad (3.2b)$$

$$E_x x(t) + E_u u(t) + E_{aux} w(t) \leq E_{aff} \quad (3.2c)$$

$$\{\text{conjuntos de índices}\} J_x, J_u, J_w, J_{eq}, J_{ineq} \quad (3.2d)$$

onde o vetor auxiliar w inclui dois elementos $w(t) = [z(t), \delta(t)]^T$.

Comparando com a descrição anterior (Eq. 3.1), as mudanças são:

- As matrizes B_1 , D_1 e E_1 são substituídas por B_u , D_u e E_u , respectivamente;
- Variáveis auxiliares $\delta(t)$ e $z(t)$ são combinadas juntas em um vetor chamado $w(t) = [z(t), \delta(t)]^T$;
- Os pares de matrizes $B_3 - B_2$, $D_3 - D_2$ e $E_3 - E_2$ são substituídos por $B_{aux} = [B_3 \ B_2]$, $D_{aux} = [D_3 \ D_2]$ e $E_{aux} = [E_3 \ E_2]$, respectivamente.
- Termos afins B_{aff} e D_{aff} são incluídos;
- E_4 e E_5 são agora substituídos por E_x e E_{aff} , respectivamente. Além disso, o conjunto de inequações da Eq. 3.1c é reescrito em uma forma condensada (Eq. 3.2c) e suas relações com a forma anterior são $E_x = -E_4$ e $E_u = -E_1$;
- Os índices (3.2d) indicam quais variáveis no vetor correspondem a variáveis reais ou binárias para estados J_x , entradas J_u e auxiliares J_w . Adicionalmente, J_{eq} corresponde a um

conjunto de índices que define linhas de matrizes em (3.2c) com restrições de igualdade e J_{ineq} com desigualdades, isto é:

$$E_x^{eq} x(t) + E_u^{eq} u(t) + E_{aux}^{eq} w(t) = E_{aff}^{eq}$$

$$E_x^{ineq} x(t) + E_u^{ineq} u(t) + E_{aux}^{ineq} w(t) \leq E_{aff}^{ineq}$$

A estrutura de conjuntos indexados J_x , J_u e J_w é composta de vetor, distinguindo entre variáveis reais e binárias por meio dos literais “ r ” e “ b ”. Especificamente, o literal “ r ” diz respeito a variável real e o literal “ b ” se refere a variável booleana, isto é:

$$\{J_x, J_u, J_w\} = \begin{pmatrix} 'r' \\ 'r' \\ 'b' \\ 'r' \end{pmatrix} \text{ corresponde a } \begin{pmatrix} REAL \\ REAL \\ BINÁRIA \\ REAL \end{pmatrix}.$$

Para possibilitar a determinação da posição de uma dada variável real ou binária em um vetor, os conjuntos de índices J_{eq} e J_{ineq} contém uma informação numérica. Por exemplo, a localização de restrições de igualdade nas matrizes (3.2c) é dada por J_{eq} e refere-se a linhas em (3.2c) as quais contém igualdades:

$$J_{eq} = \begin{pmatrix} 1 \\ 5 \\ 8 \end{pmatrix} \text{ corresponde a } \begin{pmatrix} 1^a \text{ linha é uma restrição de igualdade} \\ 5^a \text{ linha é uma restrição de igualdade} \\ 8^a \text{ linha é uma restrição de igualdade} \end{pmatrix}.$$

Para manter compatibilidade com a versão anterior, o compilador da versão 3.0 da HYSDEL também disponibiliza o modelo na forma da Eq. 3.1.

3.2.3 Equivalência entre modelos de sistemas híbridos

Torrisi e Bemporad (2004) demonstram que existe uma equivalência entre as seguintes classes de sistemas híbridos: sistemas dinâmicos lógicos mistos (*Mixed Logical Dynamical* - MLD) (BEMPORAD; MORARI, 1999), sistemas afins por partes (*Piecewise Affine* - PWA) (SONTAG, 1981), sistemas lineares complementares (*Linear Complementarity*

- LC) (HEEMELS et al., 2000), sistemas lineares complementares estendidos (*Extended Linear Complementarity* - ELC) (SCHUTTER; MOOR, 1999), e os sistemas *Max-Min-Plus-Scaling* - MMPS (SCHUTTER; BOOM, 2001). Todos estes sistemas podem ser representados pela estrutura teórica chamada de autômato híbrido discreto, DHA - *Discrete Hybrid Automata*. Os modelos DHA são uma abstração matemática das características fornecidas por outras estruturas híbridas específicas (tais como MLD, PWA, LC, ELC e MMPS).

O DHA resulta da conexão de uma máquina de estados finitos (FSM - *Finite State Machine*), que fornece os estados discretos do sistema híbrido, com um sistema comutado por partes (SAS - *Switched Affine System*), que fornece os estados contínuos do sistema (ver **Figura 3.3**). A interação entre ambos é realizada por dois elementos de conexão: O gerador de eventos (EG - *Event Generator*) e o seletor de modos (MS - *Mode Selector*). O gerador de eventos é um objeto que gera eventos que satisfazem uma condição pré-estabelecida. Estes

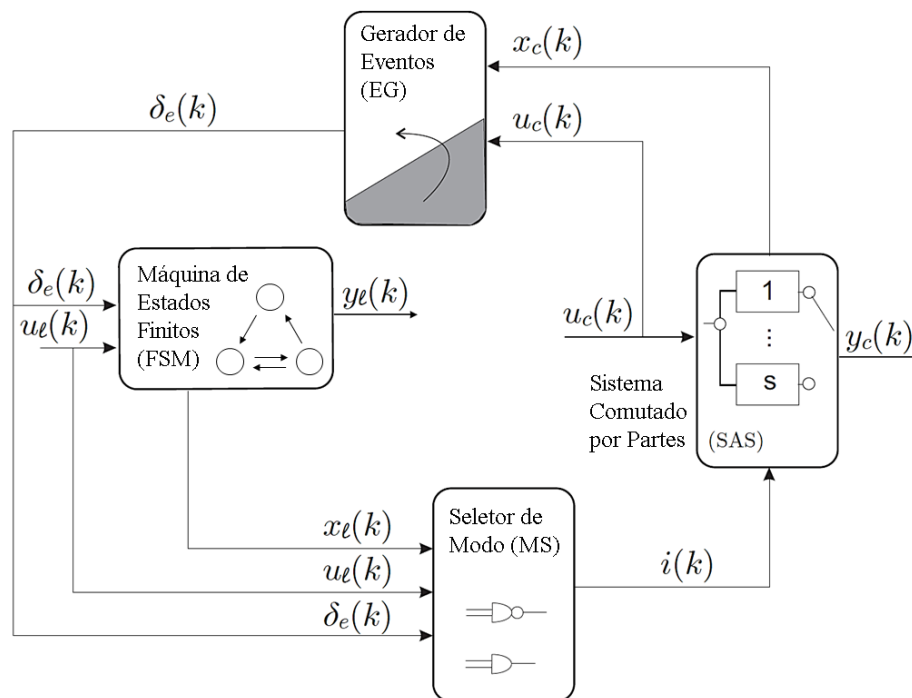


Figura 3.3 - Autômato Híbrido Discreto, DHA - *Discrete Hybrid Automata*.

Fonte: TORRISI; BEMPORAD (2004).

eventos e outras entradas externas disparam a comutação de estado da máquina de estados finitos (FSM). O seletor de modos (MS) combina todas as variáveis lógicas (estados, entradas e eventos) para selecionar o modo de dinâmicas contínuas do SAS.

O modelo DHA generaliza muitos modelos orientados a ferramentas computacionais para sistemas híbridos e, portanto, representa o ponto de partida para solução de análises complexas e problemas de síntese de sistemas híbridos.

3.3 MODELAGEM DO SISTEMA HÍBRIDO DE UMA CALDEIRA INDUSTRIAL

3.3.1 Descrição do processo

Antes de iniciar a descrição dos modelos de uma caldeira industrial, realiza-se nesta seção uma descrição detalhada do processo, fornecendo informações para melhor entendimento do processo e dos modelos.

3.3.1.1 Queimador da caldeira

O queimador é um dispositivo que tem como função promover uma mistura de um combustível com o ar e realizar uma combustão completa.

Uma caldeira industrial aplicada em uma central termelétrica a vapor pode conter vários tipos de queimadores, que podem realizar a combustão de combustíveis gasosos, líquidos ou sólidos. Conforme o tipo de queimador utilizado, procedimentos específicos são aplicados para promover o acendimento e o apagamento seguro do queimador.

Para as caldeiras que queimam óleo e gás combustível, encontram-se os seguintes tipos de queimadores (PERA, 1990):

- Queimadores de óleo combustível: são equipamentos que proporcionam a atomização (ou pulverização) do óleo combustível com turbulência no interior da fornalha a fim de promover uma mistura adequada do óleo com o ar e assegurar uma combustão eficaz. A eficiência depende de vários fatores como qualidade da atomização, tipo de maçarico, temperaturas do óleo, do ar de combustão e do fluido atomizante.
- Queimadores de gás combustível: são equipamentos onde o gás é introduzido na câmara de combustão através de uma simples lança ou anel com várias lanças. São mais simples em relação aos queimadores de óleo. Dispensam qualquer preparo, misturam facilmente com o ar, operam com baixo excesso de ar, produzem uma chama estável e isenta de resíduos.

Há queimadores para a queima de combustíveis sólidos, porém os mesmos não serão tratados neste trabalho, pois não fazem parte do objeto de estudo deste trabalho.

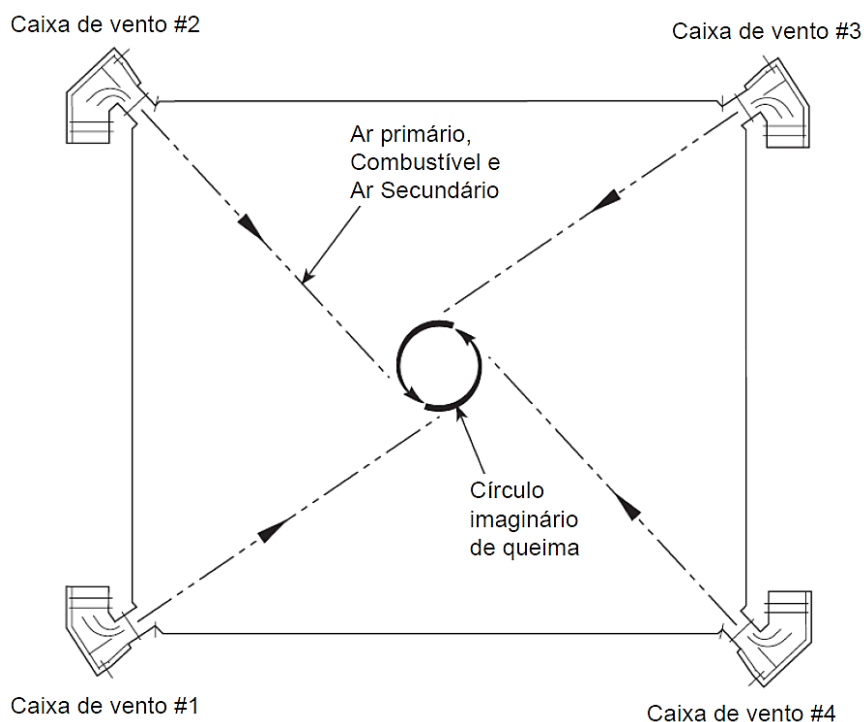


Figura 3.4 – Vista superior do arranjo de queimadores nos cantos de uma fornalha (queima tangencial).

Fonte: STULTZ; KITTO (2005).

Dentro da fornalha de uma caldeira aquatubular, os queimadores podem ser dispostos de várias maneiras: nas paredes laterais, no teto ou nos cantos. Um arranjo muito usual em fornalhas para queima de gás, óleo ou carvão pulverizado é a disposição dos queimadores nos cantos, alinhados de tal maneira a propiciar a formação de um forte movimento vorticoso no interior da câmara de combustão, cujo processo é denominado de queima tangencial. Um exemplo desta aplicação é ilustrado na **Figura 3.4** (STULTZ; KITTO, 2005). O combustível sendo projetado tangencialmente é forçado a acompanhar um percurso helicoidal, que aumenta o tempo de residência da partícula na câmara, propiciando sua completa combustão.

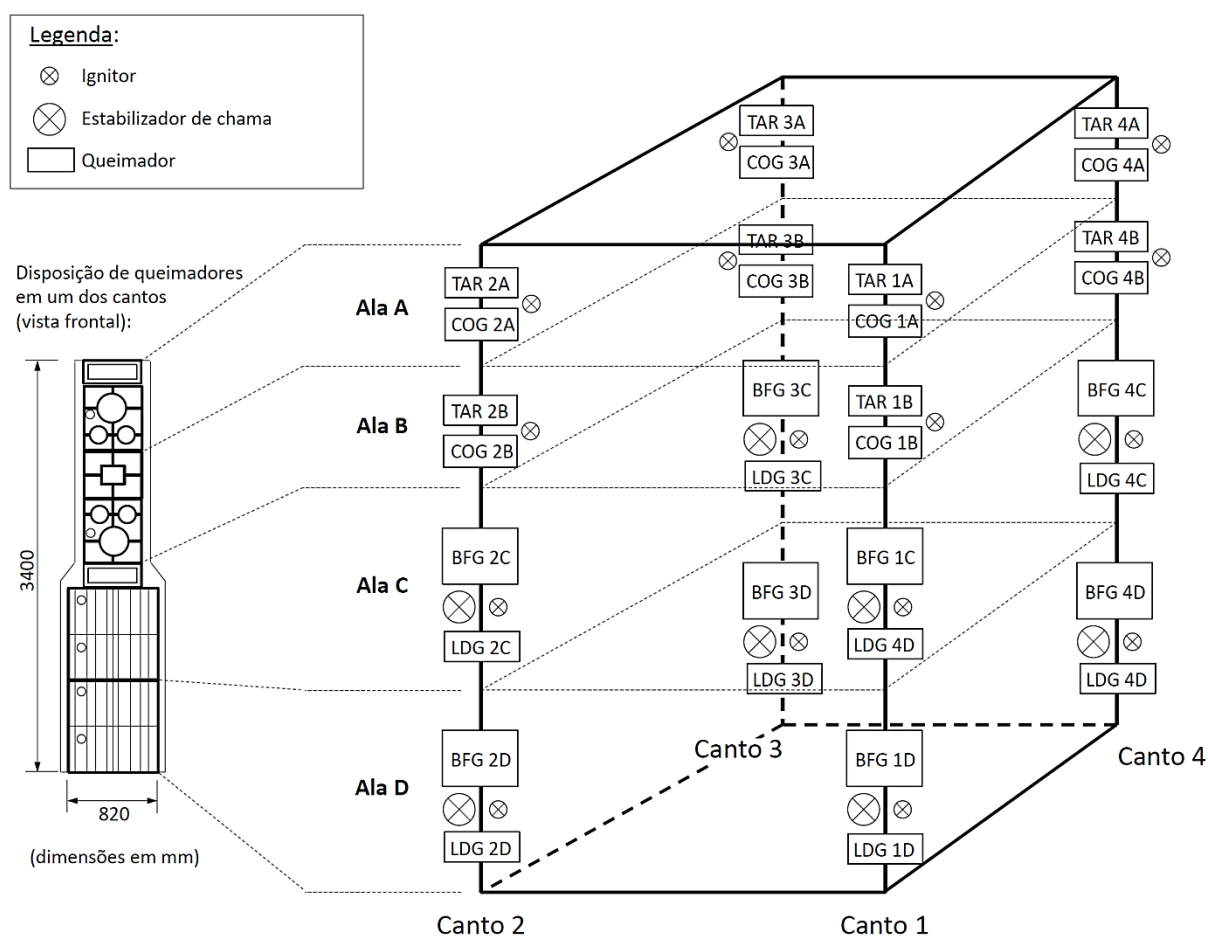


Figura 3.5 - Disposição espacial dos queimadores nos cantos de uma fornalha (para queima tangencial).

Fonte: ARCELORMITTAL BRASIL S.A. (2013).

A **Figura 3.5** mostra um arranjo espacial de vários queimadores em uma fornalha de queima tangencial. Neste exemplo fictício, a fornalha possui 32 queimadores, sendo dispostos 8 queimadores em cada canto. Na **Figura 3.5** são indicados queimadores de gás de alto-forno (BFG), gás de coqueria (COG), gás de aciaria (LDG) e alcatrão (TAR).

Além dos queimadores principais, é necessária a instalação de ignitores (chama piloto) para dar início à queima de combustível no queimador principal. Para os queimadores de combustíveis gasosos de baixo poder calorífico, como é o caso do BFG, exige-se a

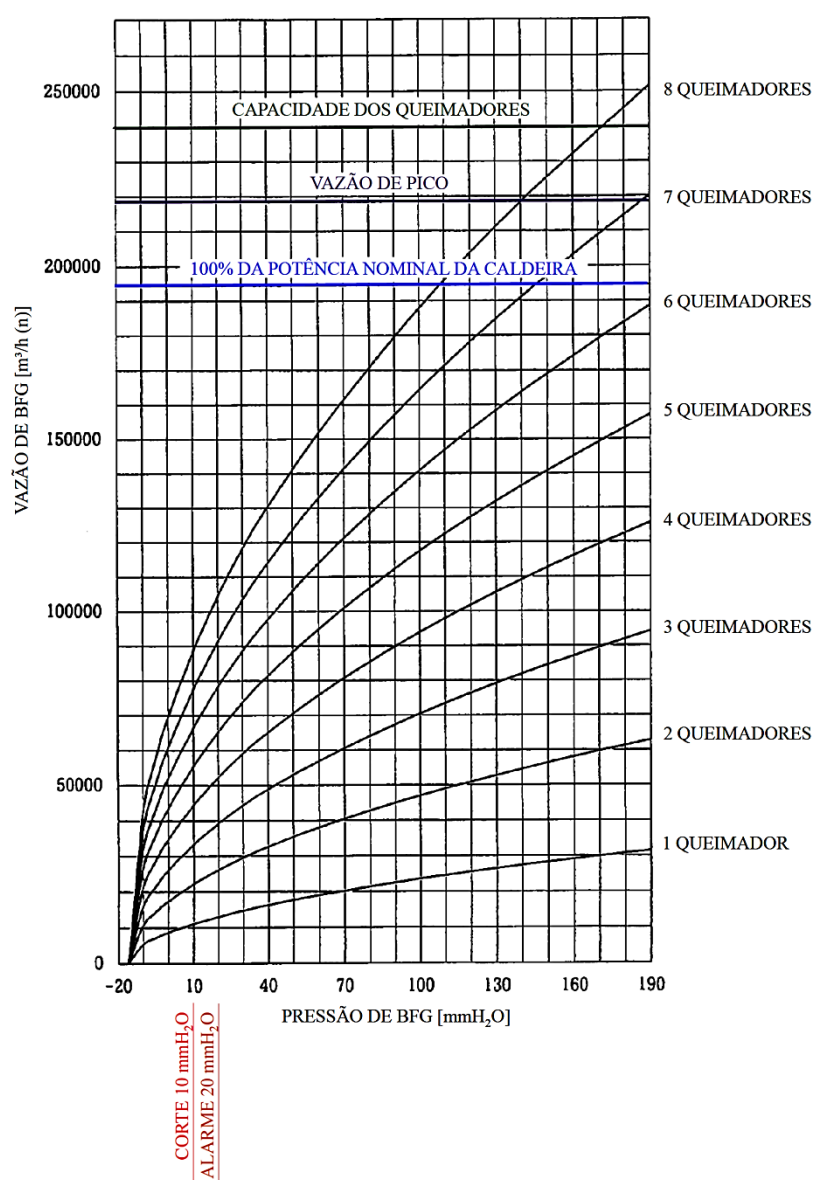


Figura 3.6 – Curvas características de vazão de queimadores de BFG de uma caldeira industrial.

Fonte: ARCELORMITTAL BRASIL S.A. (2013).

utilização de um queimador auxiliar chamado de estabilizador de chama, que possui menor porte (produzindo geralmente entre 5% a 10% de energia térmica em relação ao queimador principal), com a queima de um combustível de alto poder calorífico e, que tem a função de manter estável a queima do combustível de baixo poder calorífico.

Os queimadores possuem algumas restrições de funcionamento, tais como, pressão mínima, pressão máxima, vazão mínima e vazão máxima de combustível. A título de exemplo, a **Figura 3.6** mostra as curvas características de vazão de queimadores de BFG de uma caldeira. O formato das curvas de vazão de BFG a ser consumido na caldeira varia de acordo com o número de queimadores acesos e com a pressão diferencial entre a tubulação de alimentação do combustível e a pressão interna da fornalha. Caso essa pressão diferencial caia abaixo do limite de pressão mínima, por medida de segurança operacional, os queimadores devem ser apagados.

Conforme explicado no **Capítulo 2**, a relação entre a capacidade máxima de vazão de um queimador e a sua capacidade mínima de vazão, para uma boa operação, isto é, sem o risco de apagar, é chamada de rangeabilidade (mais conhecida pelo termo inglês: *turn down ratio*) e é dada em termos de proporção (por exemplo: 4:1, 3:1, 2:1, etc.).

3.3.1.2 Controle do processo de combustão

O acendimento ou apagamento de queimadores envolve a realização de uma sequência de ações, como abertura e fechamento de válvulas, energização de centelhadores, acendimento de ignitores, confirmação da existência de chama no queimador, ajustes das vazões de ar e combustível, dentre outras. Em caldeiras de médio e grande porte, essas ações são feitas por um sistema de controle automático sob a supervisão de um operador (humano).

Os sistemas que realizam o controle do processo de combustão podem ser divididos em três classes, que realizam funções específicas:

1. Sistema de controle de combustão (*Combustion control system* - CCS): consistindo do controle regulatório do processo, incluindo controle de vazão (ou taxa de queima), controle da relação ar/combustível, controle de pressão, controle de temperatura, controle de nível, controle de emissões para a atmosfera, etc.;
2. Sistema de gerenciamento de queimadores (*Burner management system* - BMS): consistindo da execução de lógicas de permissões para queima, execução de sequência de acendimento e de apagamento de queimadores, estabelecimento de condições de parada segura dos equipamentos, intertravamentos de operação, verificação de condições de segurança e estabilidade de chama dos queimadores;
3. Sistema de intertravamento de segurança (SIS): realiza procedimentos de parada de emergência da planta ou parte dela de forma segura, caso condições anormais sejam detectadas, e verifica a existência de pré-requisitos para permissão da realização de ações específicas, tais como, partida de bombas, partida de ventiladores e abertura de válvulas principais de suprimento, em geral, de combustível.

O controle do processo de combustão é realizado de forma conjunta pelo CCS e pelo BMS, ficando a cargo do SIS tratar das ações que determinem a operação ou parada segura da planta. Apesar de serem geralmente implementadas em processadores independentes, as funções do CCS e do BMS podem ser combinadas num mesmo processador (CLP⁷ ou SDCCD⁸). As **Figuras 3.7 e 3.8** exemplificam esta divisão de funções entre o CCS e o BMS (SMITH, 2000). A principal diferença entre o BMS e o CCS é que o BMS lida com o processamento de variáveis e eventos discretos, enquanto o CCS realiza o processamento de variáveis contínuas.

⁷ CLP: Controlador lógico programável (termo equivalente em inglês: *Programmable logic controller* – PLC).

⁸ SDCCD: Sistema digital de controle distribuído (termo equiv. em inglês: *Distributed control system* – DCS).

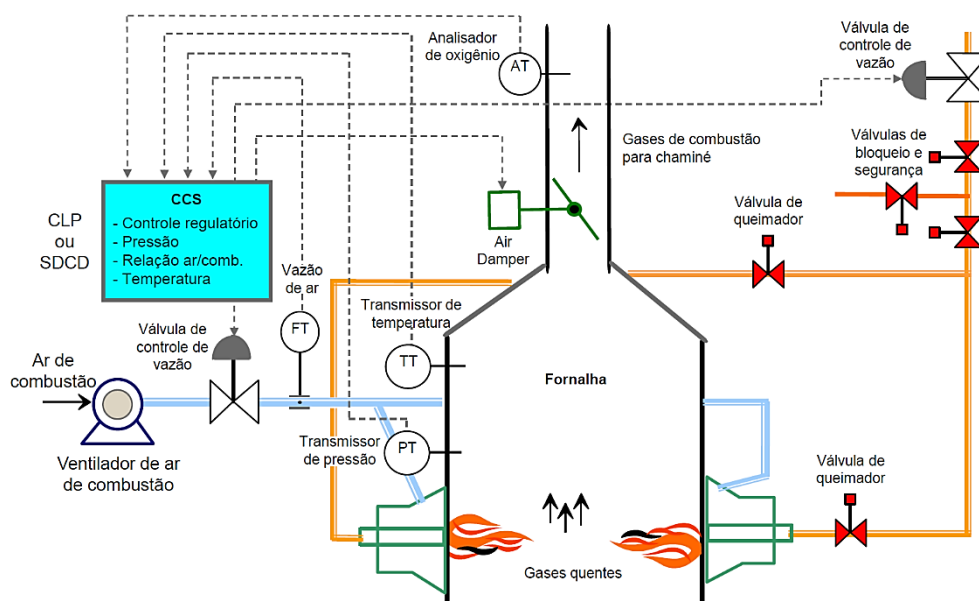


Figura 3.7 – Sistema de controle de combustão - *Combustion control system (CCS)*.

Fonte: SMITH (2000).

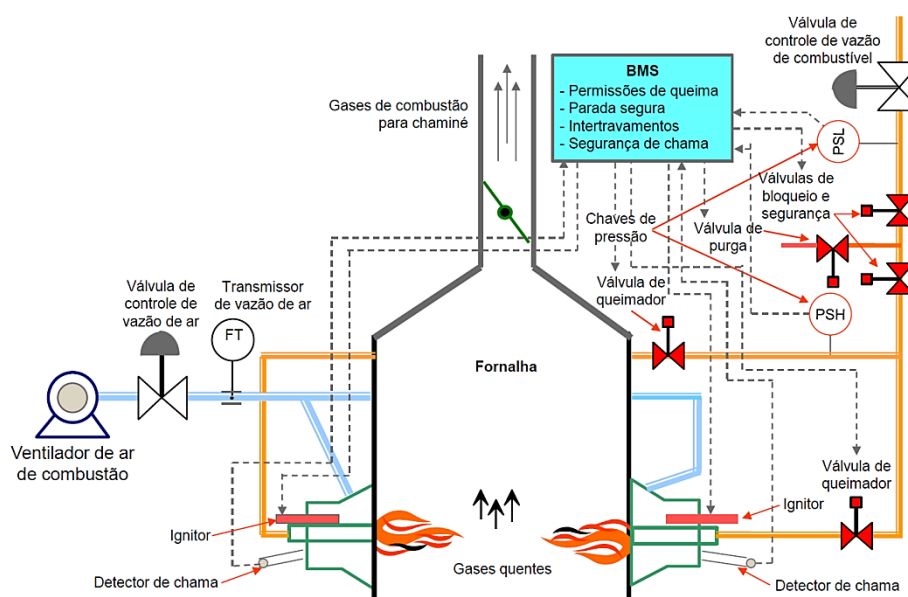


Figura 3.8 – Sistema de gerenciamento de queimadores - *Burner management system (BMS)*.

Fonte: SMITH (2000).

Há uma interdependência entre o CSS e o BMS, na qual uma ação realizada em um desses sistemas irá causar um efeito sobre o funcionamento do outro sistema. Por exemplo, quanto maior o número de válvulas de queimador abertas, maior será o limite máximo de vazão de combustível que poderá ser consumido. Por outro lado, maior também

será o limite de vazão mínima de consumo de combustível, pois uma quantidade maior de queimadores acesos causa queda da pressão da tubulação de combustível após a válvula de controle de vazão. Para funcionamento adequado dos queimadores é necessário manter uma pressão mínima de combustível na tubulação de alimentação dos queimadores, que só é conseguida limitando-se o fechamento da válvula de controle de vazão de combustível, para que uma pressão mínima de combustível seja mantida nos queimadores⁹. Caso essa pressão de combustível para os queimadores caia abaixo do limite mínimo, o SIS interfere no processo realizando o fechamento das válvulas de bloqueio de queimadores, para garantir uma operação segura do processo.

A interação ente o CCS, o BMS e o SIS pode ser melhor visualizada por meio da **Figura 3.9**. O sistema de controle de sequência (em que são implementadas as funcionalidades do BMS) interage com o sistema de controle regulatório, que desempenha a função do CCS, manipulando elementos finais de controle e definindo pontos de ajuste (*set-points*). Paralelamente, os comandos gerados pelo sistema de controle de sequência são tipicamente checados pelo sistema de intertravamento e segurança, de tal forma que uma condição não segura pode ativar uma ação de parada de emergência (de um equipamento específico ou de toda a planta) por meio do sistema de intertravamento e segurança. É importante notar que o BMS e o SIS são sistemas de estados discretos, enquanto o CCS é um sistema mais apropriadamente modelado como um sistema de estados contínuos. Para que o sistema de controle de sequência funcione adequadamente, as funcionalidades do sistema de controle regulatório e do sistema de intertravamento e segurança são essenciais, sendo também necessária a integração entre os três sistemas (PARK; BARTON, 2000).

⁹ Essa limitação do fechamento da válvula de controle de vazão é realizada por meio de estratégia de controle *override* (CAMPOS; TEIXEIRA, 2010, p.124), na qual um seletor de sinal alto seleciona o maior sinal entre a saída do controlador de vazão e a saída de um controlador de pressão mínima (omitido na **Figura 3.1**).

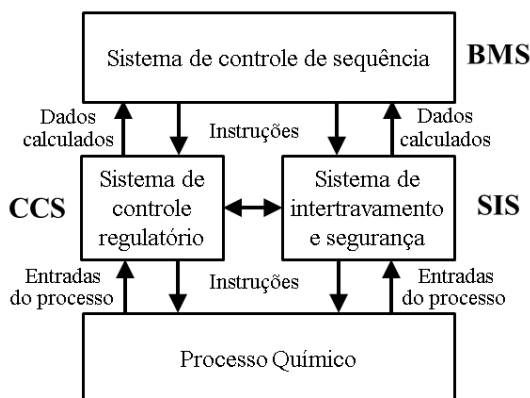


Figura 3.9 – Divisão de funções nos sistemas de controle de plantas modernas.

Fonte: PARK; BARTON, 2000.

Existem normas técnicas que definem procedimentos de sequência de acendimento e apagamento de queimadores. As normas da NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION (2015) são bastante difundidas mundialmente, dentre as quais se destacam:

- NFPA 8501: *Standard for single burner boiler operation*;
- NFPA 8502: *Standard for the prevention of furnace explosions/implosions in multiple burner boilers*;
- NFPA 85: *Boiler and Combustion Systems Hazards Code*;
- NFPA 86: *Standard for Ovens and Furnaces*.

3.3.2 Modelagem do processo

Conforme explicado na seção anterior, uma caldeira industrial pode ser constituída de vários tipos de queimadores, projetados para a queima de tipos específicos de combustíveis. Considerando que esta tese tem por objetivo o desenvolvimento de uma solução para aplicação em combustíveis siderúrgicos, são considerados os tipos de queimadores

usuais em caldeiras que queimam combustíveis siderúrgicos (ou seja: para gases BFG, COG e LDG; e para óleo alcatrão - TAR).

3.3.2.1 Modelagem do sistema de queimadores de BFG

A **Figura 3.10** mostra um diagrama de processo e instrumentação (P&ID) típico aplicado a queimadores de BFG, para uma caldeira com oito queimadores de BFG. Para simplificar o desenho, é mostrado em detalhe apenas o canto nº 1 da caldeira, com dois queimadores, pois os demais cantos possuem instrumentação e atuadores similares aos do canto nº 1. Chaves fim-de-curso (de posição aberta e fechada) das válvulas, instrumentos e válvulas de parada de emergência que fazem parte do sistema de intertravamento e segurança (SIS) também foram omitidos, para simplificação. Em operação normal, estarão interagindo entre si o controle regulatório do CCS e o controle de sequência do BMS - cujas áreas de abrangência estão indicadas em cor de fundo cinza na **Figura 3.10**.

Conforme comentado na **Seção 3.3.1.1**, o BFG possui baixo poder calorífico, por isso, faz-se necessária a utilização de queimadores auxiliares, chamados estabilizadores de chama, para manter estável a combustão do BFG. Neste diagrama, o combustível aplicado nos estabilizadores é o COG (que é um gás de alto poder calorífico) e os ignitores são alimentados com gás natural.

3.3.2.1.1 Modelagem do processo governado pelo BMS

Antes de iniciar o primeiro acendimento de qualquer ignitor ou queimador, inicialmente, um procedimento chamado purga da fornalha é realizado, no qual se mantém um grande fluxo de ar passando pela fornalha durante um intervalo de tempo suficiente para

renovação e circulação do ar por todo o volume da fornalha e dutos de tiragem (exaustão), até a chaminé. O objetivo da purga da fornalha é garantir que nenhuma quantidade de gás combustível esteja presente dentro da fornalha no momento da primeira ignição, pois esta condição implica em risco de explosão.

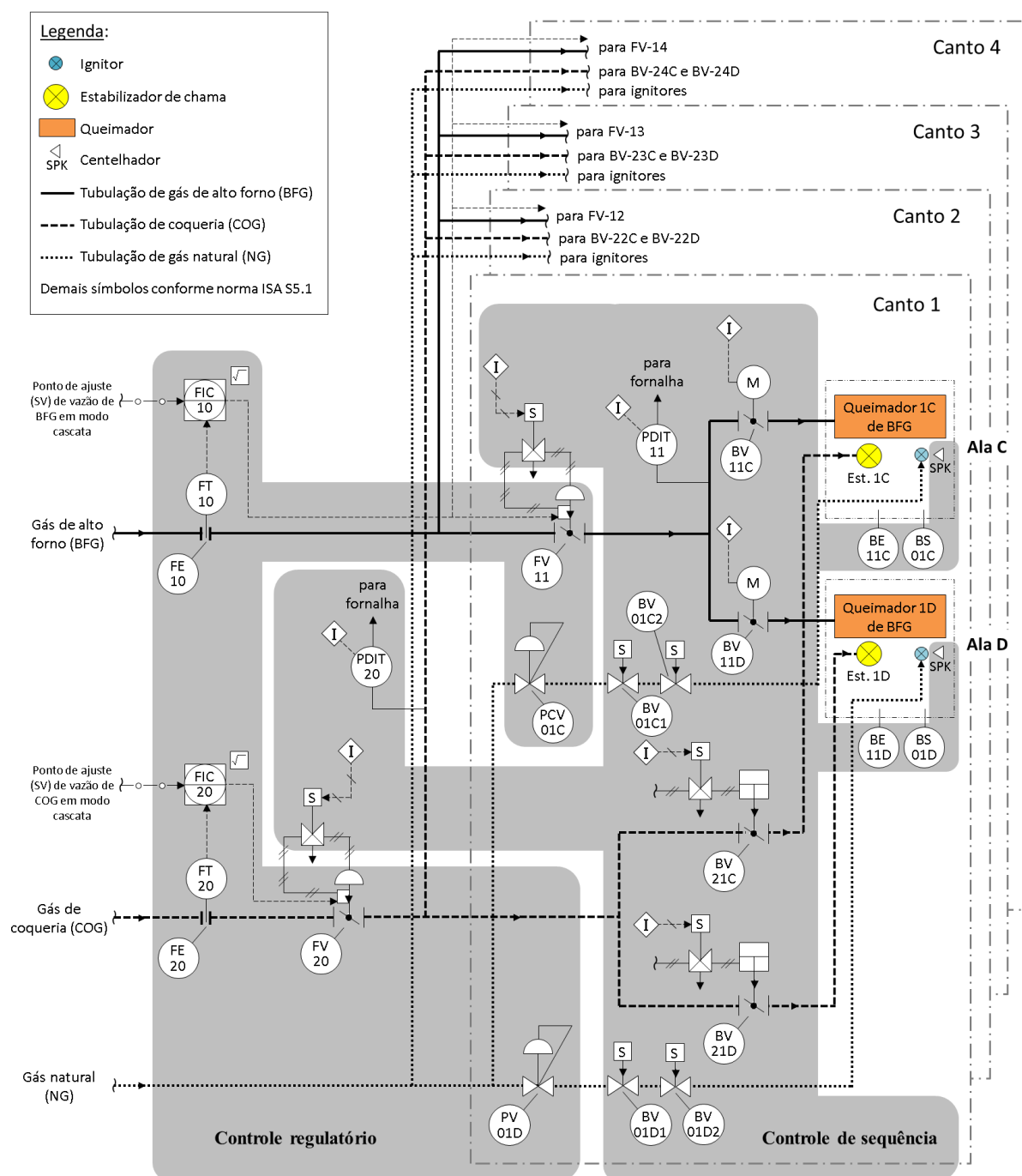


Figura 3.10 – Diagrama de processo e instrumentação para queimadores de BFG em uma caldeira industrial.

Fonte: elaboração própria.

O controle de sequência será regido por intertravamentos que podem ser representados por meio de diagramas lógicos, diagramas de passos ou fluxogramas. Para acendimento de um queimador de BFG, os seguintes passos devem ser realizados pelo BMS:

- (1º) Confirmar se a purga da fornalha foi realizada;
- (2º) Acender ignitores;
- (3º) Acender estabilizadores de chama;
- (4º) Acender queimadores de BFG.

Cada passo supracitado possui regras lógicas específicas para cada equipamento envolvido. A título de exemplo, o fluxograma da **Figura 3.11** mostra um intertravamento típico para acendimento de ignitores. O operador da caldeira inicia o procedimento de

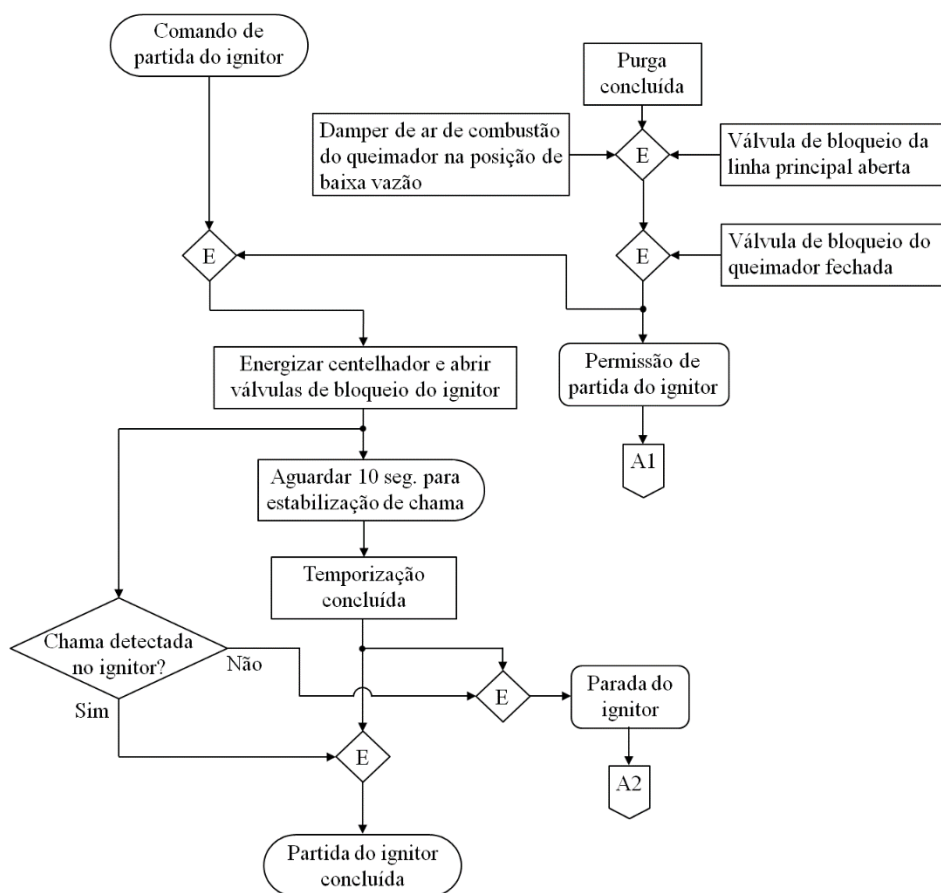


Figura 3.11 - Exemplo de fluxograma da sequência de acendimento de um ignitor.

Fonte: elaboração própria.

acendimento do ignitor por meio do acionamento de um comando realizado via mesa de operação ou tela de operação de um sistema SCADA¹⁰ ou SDCD.

Neste exemplo, caso a purga da fornalha tenha sido realizada, o *damper*¹¹ de ar do queimador esteja na posição de fluxo mínimo, a válvula de bloqueio da linha principal esteja aberta e as válvulas de bloqueio de gás para o queimador estejam fechadas, o comando de partida do ignitor será aceito pelo BMS, dando início à energização do centelhador (*spark gap module*) e abertura das válvulas de bloqueio de gás dos ignitores. Em seguida, aguarda-se 10 segundos para confirmação da existência de chama no ignitor. Havendo confirmação de chama acesa no ignitor, então o procedimento de partida do ignitor é concluído, gerando uma das permissões necessárias para partida do queimador. Caso contrário, é iniciado o procedimento de parada do ignitor.

O próximo passo consiste em realizar o acendimento dos estabilizadores. Levando em consideração que o combustível utilizado no ignitor e no estabilizador de chama sempre é um combustível rico (gás ou óleo de alto poder calorífico), em algumas caldeiras, o próprio queimador de combustível estabilizador é utilizado como ignitor e estabilizador de chama do BFG. Neste caso, a mesma sequência descrita anteriormente para partida do ignitor é aplicada para partida do estabilizador. Em outras caldeiras, o ignitor é utilizado para acendimento do estabilizador, que por sua vez é utilizado para acendimento do queimador principal (neste caso, de BFG), conforme ilustrado no diagrama da **Figura 3.10**. Partindo desta última situação, o fluxograma indicado na **Figura 3.12** é aplicável à partida do estabilizador a gás (COG). Neste caso, algumas condições adicionais são verificadas para abertura da válvula de bloqueio do estabilizador, tais como: a pressão da linha de suprimento, a posição da válvula

¹⁰ SCADA: *Supervisory Control and Data Acquisition*, são sistemas que utilizam *software* para monitorar e supervisionar as variáveis e os dispositivos de sistemas de controle - geralmente controladores lógicos programáveis (CLP) - conectados através de drivers de comunicação específicos.

¹¹ *damper*: regulador de vazão, geralmente do tipo veneziana de aletas móveis.

(aberta e não fechada). Caso não haja confirmação de abertura da válvula de bloqueio, a partida do estabilizador é abortada, dando início ao procedimento de parada (não detalhado na figura).

Embora as válvulas de bloqueio dos estabilizadores sejam do tipo *on-off*, essas válvulas são equipadas com dispositivos que limitam a velocidade de abertura da válvula, para evitar uma entrada súbita de combustível na fornalha, mas proporcionam fechamento rápido. O tempo de abertura da válvula de bloqueio do estabilizador deve ser definido pelo fabricante ou fornecedor da caldeira, sendo usual um tempo de abertura entre 15 a 30 segundos.

Estando o estabilizador de chama aceso, então pode-se dar início ao procedimento de partida do queimador de BFG. O fluxograma da **Figura 3.13** ilustra uma sequência de acendimento (partida) de um queimador de BFG.

O processo se inicia a partir de um comando de partida do queimador (normalmente gerado pelo operador da caldeira) e pela verificação simultânea de várias condições, como: confirmar se a purga da fornalha foi realizada, se há permissão para partida do ignitor (conexão A1), se há permissão de partida do estabilizador (conexão B1), se a válvula de bloqueio da linha principal está aberta, se não há um procedimento de parada do queimador em andamento e se a chama do queimador está apagada. Satisfeitas todas as condições, iniciam-se os procedimentos de partida de ignitor e estabilizador. Em seguida, aguarda-se a confirmação de detecção de chama no ignitor e no estabilizador. Caso seja detectada chama acesa em ambos, aguarda-se 15 segundos para estabilização de chama antes de iniciar a abertura da válvula de bloqueio do queimador. Caso a válvula de bloqueio do queimador permaneça totalmente aberta por 6 segundos e não ocorra detecção de chama no queimador, acusa-se uma falha na partida do queimador e o procedimento de parada do queimador de BFG é iniciado.

Considerando que todas as condições necessárias para acendimento do queimador foram satisfeitas, então a partida do queimador é dada como concluída. Deste ponto em diante, outras lógicas são ativadas para monitorar o estado do queimador em funcionamento (ou de vários queimadores, caso mais de um queimador seja colocado em funcionamento), aguardar alguma solicitação de parada de queimador ou tomar ações de parada de emergência, se necessário, para manter a segurança operacional da caldeira, caso alguma condição insegura seja detectada.

Para facilitar a tradução dos fluxogramas apresentados em um modelo MLD, inicialmente, as lógicas e as sequências definidas nos fluxogramas podem ser representadas na forma de um modelo DHA.

3.3.2.1.1.1 Gerador de eventos (EG)

O gerador de eventos é um objeto que gera um vetor binário $\delta_e(t) \in \{0, 1\}^{n_e}$ de condições de eventos que têm seus valores binários comutados quando valores limites de variáveis contínuas são alcançados ou satisfazem a alguma condição pré-estabelecida.

No diagrama da **Figura 3.10**, os transmissores e indicadores de pressão diferencial PDIT-11 e PDIT-20, além de fornecerem o sinal contínuo para indicação, possuem ligação com um tipo de intertravamento lógico <I> (não detalhado na figura), para fechamento das válvulas de bloqueio dos queimadores, caso a pressão de gás na entrada do queimador caia abaixo de um limite mínimo necessário para garantir o fluxo de gás do queimador para a fornalha. Este é um exemplo de evento que precisa ser modelado.

Outras condições que não são originadas por comparação de limiares de variáveis contínuas, em geral, devem ser tratadas como entradas ao invés de eventos. Dessa maneira, o gerador de eventos do sistema de queimadores de BFG pode ser definido por:

$$\text{EG: } \begin{cases} \delta_{e11} = [x_{11}(t) \leq 10 \text{ mmH}_2\text{O}] \\ \delta_{e20} = [x_{20}(t) \leq 10 \text{ mmH}_2\text{O}] \end{cases}$$

onde $x_{11}(t)$ e $x_{20}(t)$ são as pressões diferenciais, respectivamente, de BFG e COG, entre as tubulações dos queimadores e a fornalha da caldeira.

3.3.2.1.1.2 Máquina de estados a elementos finitos (FSM)

A máquina de estados a elementos finitos (ou autômato) é um processo dinâmico discreto que evolui (muda de estado) em função do estado atual $x_l(t)$, de entradas externas $u_l(t)$ e de eventos externos $\delta_e(t)$. A máquina de estados a elementos finitos pode ter também uma saída binária $y_l(t)$ associada a mesma.

3.3.2.1.1.3 Máquina de estados dos ignitores

Considerando a sequência de acendimento de um ignitor, ilustrada no fluxograma da **Figura 3.11**, nota-se que um ignitor pode assumir três estados discretos: (1) apagado; (2) em procedimento de acendimento (ou em partida); e (3) aceso. A mudança de estado do ignitor depende de entradas externas e condições lógicas a serem satisfeitas, podendo ser representada pela máquina de estados da **Figura 3.14**. O funcionamento desta máquina de estados ocorrerá em função das variáveis de entradas $u_l = [u_{l1} \ u_{l2} \ u_{l3} \ u_{l4}]'$, dos estados discretos da máquina de estados ($x_l = [x_{l1} \ x_{l2} \ x_{l3}]$), do estado contínuo (x_c) e de variáveis auxiliares discretas (d_1 e d_2), onde:

- u_{l1} é igual a 1 se houver comando de partida do ignitor, caso contrário é igual a 0;
- u_{l2} é igual a 1 se houver permissão de partida do ignitor, caso contrário é igual 0;
- u_{l3} é igual a 1 se houver comando de parada do ignitor, caso contrário é igual a 0;
- u_{l4} é igual a 1 se houver detecção de chama acesa no ignitor, caso contrário é igual 0;

- x_{l1} igual a 1 indica que o estado do ignitor é ‘apagado’, sendo igual a 0 caso contrário;
- x_{l2} igual a 1 indica que o estado do ignitor é ‘em acendimento’, sendo igual a 0 caso contrário;
- x_{l3} igual a 1 indica que o estado do ignitor é ‘aceso’, sendo igual a 0 caso contrário;
- x_c é uma variável de estado contínua que indica o estado atual de tempo decorrido para estabilização de chama do ignitor;
- d_1 é igual a 1 caso seja decorrido o tempo necessário para estabilização de chama do ignitor, caso contrário é igual a 0.
- $d_2 = (x_{l2} \wedge d_1 \wedge \sim u_{l4}) \vee (x_{l3} \wedge \sim u_{l4}) \vee u_{l3}$, quando igual a 1 indica uma condição de parada do ignitor (necessidade de apagamento do ignitor), sendo igual a 0 caso contrário.

Para qualquer máquina e estados, é possível escrever uma função de atualização de estados booleanos (também chamada de função de transição de estados).

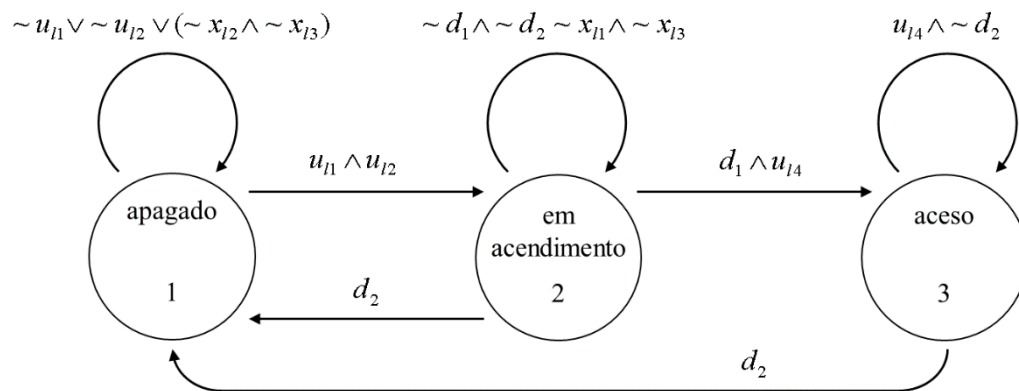


Figura 3.14 – Máquina de estados a elementos finitos de um ignitor.

Fonte: elaboração própria.

3.3.2.1.1.4 Máquina de estados dos estabilizadores

A partir do fluxograma da **Figura 3.12**, que mostra a sequência de acendimento de um estabilizador de chama, nota-se que o estabilizador de chama pode assumir três estados discretos: (1) apagado; (2) em procedimento de acendimento (ou em partida); e (3) aceso. A mudança de estado do estabilizador, pode ser representada pela máquina de estados da **Figura 3.15**. O funcionamento desta máquina de estados ocorrerá em função das variáveis de entradas $u_l = [u_{l1} \ u_{l2} \ u_{l3} \ u_{l4} \ u_{l5}]'$, dos estados discretos da máquina de estados ($x_l = [x_{l1} \ x_{l2} \ x_{l3}]$), dos estados contínuos ($x_c = [x_{c1} \ x_{c2} \ x_{c3}]$) e de variáveis auxiliares discretas (d_1, d_2 e d_3), onde:

- u_{l1} é igual a 1 se houver comando de partida do estabilizador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l2} é igual a 1 se houver permissão de partida do estabilizador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l3} é igual a 1 se houver comando de parada do estabilizador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l4} é igual a 1 se houver detecção de chama no estabilizador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l5} é igual a 1 se a válvula de bloqueio do estabilizador estiver totalmente aberta, caso contrário é igual a 0;
- x_{l1} igual a 1 indica que o estado do estabilizador é ‘apagado’, sendo igual a 0 se o estabilizador estiver em outro estado;

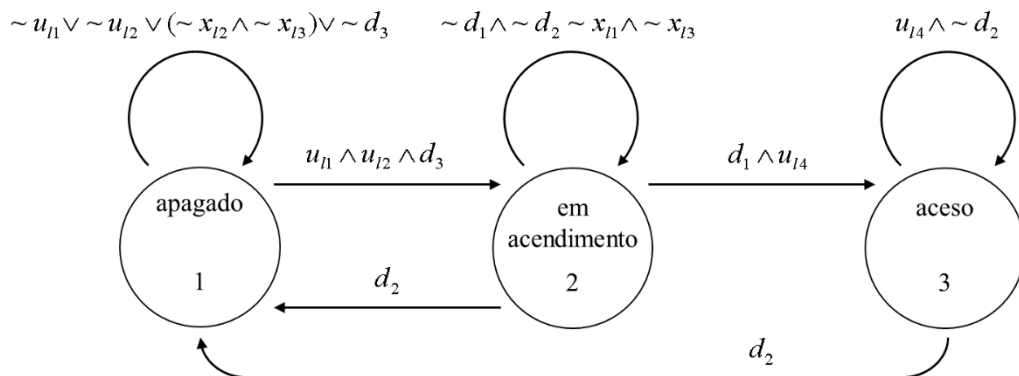


Figura 3.15 – Máquina de estados a elementos finitos de um estabilizador de chama.

Fonte: elaboração própria.

- x_{l2} igual a 1 indica que o estado do estabilizador é ‘em acendimento’, sendo igual a 0 caso contrário;
- x_{l3} igual a 1 indica que o estado do estabilizador é ‘aceso’, sendo igual a 0 caso contrário;
- x_{c1} indica o tempo decorrido para estabilização de chama do queimador estabilizador;
- x_{c2} indica o tempo decorrido para estabilização de chama do ignitor;
- x_{c3} indica o tempo decorrido para confirmação de abertura completa da válvula de bloqueio do estabilizador;
- d_1 é igual a 1 caso seja decorrido o tempo necessário para estabilização de chama do estabilizador, caso contrário é igual a 0;
- $d_2 = (x_2 \wedge d_1 \wedge \sim u_{l4}) \vee (x_3 \wedge \sim u_{l4}) \vee (d_4 \wedge \sim u_{l5}) \vee u_{l3}$, quando igual a 1 indica uma condição de parada do estabilizador (necessidade de apagamento do estabilizador), sendo igual a 0 caso contrário;
- d_3 é igual a 1 caso seja decorrido o tempo necessário para estabilização de chama do ignitor, caso contrário é igual a 0;
- d_4 é igual a 1 caso seja excedido o tempo máximo necessário para abertura da válvula de bloqueio do estabilizador, caso contrário é igual a 0.

3.3.2.1.1.5 Máquina de estados dos queimadores de BFG

A **Figura 3.16** mostra uma máquina de estados aplicável à sequência de acendimento de um queimador de BFG, onde $u_l = [u_{l1} \ u_{l2} \ \cdots \ u_{lm}]'$ é o vetor de entradas e $\delta = [\delta_{e11} \ \delta_{e20}]'$ é o vetor de eventos, onde cada elemento é definido abaixo:

- u_{l1} é igual a 1 se houver comando de partida do queimador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l2} é igual a 1 se houver permissão de partida do ignitor e do estabilizador, caso contrário é igual 0;

- u_{l3} é igual a 1 se a válvula de bloqueio da linha principal estiver aberta, caso contrário é igual a 0;
- u_{l4} é igual a 1 se houver procedimento de parada do queimador em andamento, caso contrário é igual a 0;
- u_{l5} é igual a 1 se houver chama acesa do queimador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l6} é igual a 1 se houver chama acesa do ignitor, caso contrário é igual a 0;
- u_{l7} é igual a 1 se houver chama acesa do estabilizador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l8} é igual a 1 se a válvula de bloqueio do queimador estiver totalmente aberta, caso contrário é igual a 0;
- u_{l9} é igual a 1 se os ventiladores de tiragem forçada e de tiragem induzida estiverem ligados, caso contrário é igual a 0;
- u_{l10} é igual a 1 se o nível do tubulão da caldeira estiver normal, caso contrário é igual a 0;
- u_{l11} é igual a 1 se o volume de ar circulado na fornalha for maior ou igual a cinco vezes o volume da fornalha ou um intervalo de tempo suficiente para renovação do ar no interior da fornalha, caso contrário é igual a 0;
- u_{l12} é igual a 1 se houver comando de purga da fornalha, caso contrário é igual a 0;
- u_{l13} é igual a 1 se houver falha na partida do queimador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l14} é igual a 1 se houver falha na partida do ignitor, caso contrário é igual a 0;
- u_{l15} é igual a 1 se houver falha na partida do estabilizador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l16} é igual a 1 se houver algum queimador aceso na fornalha, caso contrário é igual a 0;
- u_{l17} é igual a 1 se houver algum evento externo do SIS que requeira a parada do queimador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l18} é igual a 1 se houver algum comando de parada do queimador, dado pelo operador da caldeira, caso contrário é igual a 0;

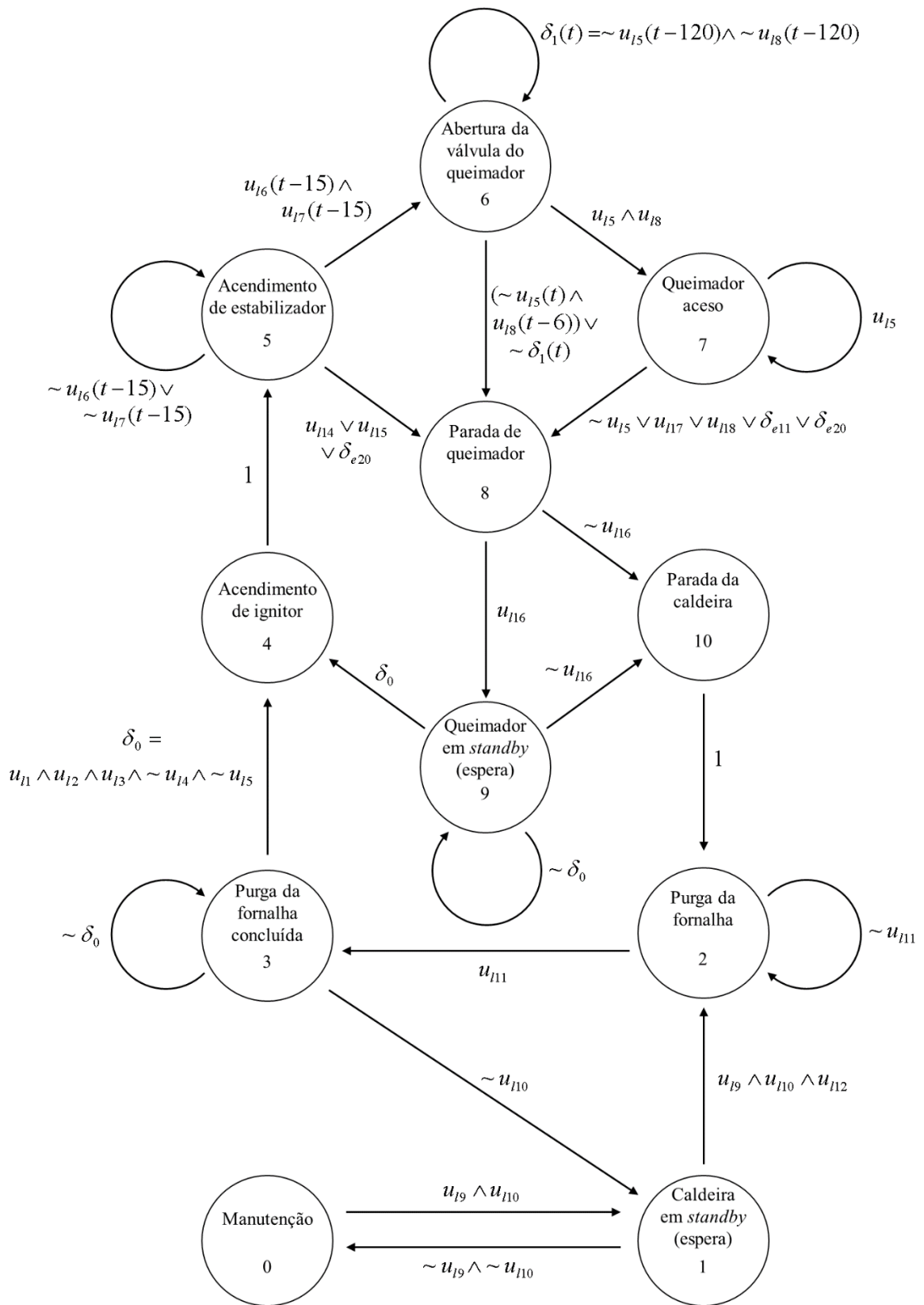


Figura 3.16 – Máquina de estados geral (completa) de um queimador de BFG.

Fonte: elaboração própria.

- δ_{e11} é igual a 1 se a pressão diferencial de BFG para os queimadores estiver muito baixa, caso contrário é igual a 0;
- δ_{e20} é igual a 1 se a pressão diferencial de COG para os estabilizadores estiver muito baixa, caso contrário é igual a 0.

Para o sistema considerado, a função de atualização de estados booleanos (também chamada de função de transição de estados) é dada por:

$$x_l(t+1) = \left\{ \begin{array}{ll} 0, & \text{se } (x_l(t) = 1) \wedge \left(\begin{bmatrix} u_{l9}(t) \\ u_{l10}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \end{bmatrix} \right) \\ 1, & \text{se } (x_l(t) = 0) \wedge \left(\begin{bmatrix} u_{l9}(t) \\ u_{l10}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 \\ 1 \end{bmatrix} \right) \\ 2, & \text{se } \left((x_l(t) = 1) \wedge ((u_{l9}(t) = 1) \wedge (u_{l10}(t) = 1) \wedge (u_{l12}(t) = 1)) \right) \vee ((x_l(t) = 2) \wedge (u_{l11}(t) = 0)) \vee (x_l(t) = 10) \\ 3, & \text{se } ((x_l(t) = 2) \wedge (u_{l11}(t) = 1)) \vee ((x_l(t) = 3) \wedge (\delta_0 = 0)), \text{ onde } \delta_0 = u_{l1}(t) \wedge u_{l2}(t) \wedge u_{l3}(t) \wedge \sim u_{l4}(t) \wedge \sim u_{l5}(t). \\ 4, & \text{se } ((x_l(t) = 3) \wedge (\delta_0 = 1)) \vee ((x_l(t) = 9) \wedge (\delta_0 = 1)) \\ 5, & \text{se } (x_l(t) = 4) \vee ((x_l(t) = 5) \wedge ((u_{l6}(t-15) = 0) \vee (u_{l7}(t-15) = 0))) \\ 6, & \text{se } ((x_l(t) = 5) \wedge (u_{l6}(t-15) = 1) \wedge (u_{l7}(t-15) = 1)) \vee ((x_l(t) = 6) \wedge (\delta_1 = 1)), \\ & \text{onde } \delta_1 = \sim u_{l5}(t-120) \wedge \sim u_{l8}(t-120). \\ 7, & \text{se } ((x_l(t) = 6) \wedge ((u_{l5}(t) = 1) \wedge (u_{l8}(t) = 1))) \vee ((x_l(t) = 7) \wedge (u_{l5}(t) = 1)) \\ 8, & \text{se } ((x_l(t) = 7) \wedge ((u_{l5}(t) = 0) \vee (u_{l17}(t) = 1) \vee (u_{l18}(t) = 1) \vee (\delta_{e11}(t) = 1) \vee (\delta_{e20}(t) = 1))) \vee ((x_l(t) = 6) \wedge (((u_{l5}(t) = 0) \wedge (u_{l8}(t-6) = 1) \vee (\delta_1 = 0)))) \vee ((x_l(t) = 5) \wedge ((u_{l14}(t) = 1) \vee (u_{l15}(t) = 1) \vee (\delta_{e20}(t) = 1))) \end{array} \right.$$

$$x_l(t+1) = \begin{cases} 9, & \text{se } ((x_l(t) = 8) \wedge (u_{l16}(t) = 1)) \vee ((x_l(t) = 9) \wedge (\delta_0 = 0)) \\ 10, & \text{se } ((x_l(t) = 9) \wedge (u_{l16}(t) = 0)) \vee \\ & ((x_l(t) = 8) \wedge (u_{l16}(t) = 0)) \end{cases} \quad (3.3)$$

Associando um vetor binário $x_l(t) = [x_{l3} \ x_{l2} \ x_{l1} \ x_{l0}]'$ a cada estado, é possível reescrever a função de transição de estados (Eq. 3.3) em termos de variáveis binárias.

Os estados passam então a ser definidos da seguinte maneira:

$$\begin{aligned} \text{estado 0} = \begin{bmatrix} x_{l3} \\ x_{l2} \\ x_{l1} \\ x_{l0} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}, \text{ estado 1} = \begin{bmatrix} x_{l3} \\ x_{l2} \\ x_{l1} \\ x_{l0} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 1 \end{bmatrix}, \text{ estado 2} = \begin{bmatrix} x_{l3} \\ x_{l2} \\ x_{l1} \\ x_{l0} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \\ 0 \end{bmatrix}, \\ \text{estado 3} = \begin{bmatrix} x_{l3} \\ x_{l2} \\ x_{l1} \\ x_{l0} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \\ 1 \end{bmatrix}, \dots, \text{ estado 9} = \begin{bmatrix} x_{l3} \\ x_{l2} \\ x_{l1} \\ x_{l0} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 \\ 0 \\ 0 \\ 1 \end{bmatrix} \text{ e estado 10} = \begin{bmatrix} x_{l3} \\ x_{l2} \\ x_{l1} \\ x_{l0} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 \\ 0 \\ 1 \\ 0 \end{bmatrix}. \end{aligned}$$

A partir dessa representação binária dos estados, a Eq. 3.3 pode ser reescrita como:

$$\begin{aligned} x_{l1}(t+1) &= f_{l1}(x_l(t), u_l(t), \delta(t)) \\ x_{l2}(t+1) &= f_{l2}(x_l(t), u_l(t), \delta(t)) \\ x_{l3}(t+1) &= f_{l3}(x_l(t), u_l(t), \delta(t)) \\ x_{l4}(t+1) &= f_{l4}(x_l(t), u_l(t), \delta(t)) \end{aligned} \quad (3.4)$$

onde f_{l1} , f_{l2} , f_{l3} e f_{l4} são funções booleanas envolvendo elementos dos vetores $x_l(t)$, $u_l(t)$ e $\delta(t)$.

Uma vez que a função de transição de estados é determinística, para cada estado, as condições associadas com todos os arcos de saída são mutuamente exclusivas.

A máquina de estados da **Figura 3.16**, inclui condições externas aos queimadores de gás, mas que podem interferir em seu funcionamento, tais como, parada de emergência da caldeira, procedimento de purga da fornalha, atividades de manutenção. Essas condições, sen-

do apropriadamente combinadas, podem estabelecer permissão de partida ou condição de parada (apagamento) dos queimadores.

Tendo como foco apenas o procedimento de acendimento e a apagamento dos queimadores de BFG, sem perda de conformidade com o fluxograma da sequência de acendimento de um queimador de BFG da **Figura 3.13**, é possível definir uma máquina de estados mais simples, conforme a **Figura 3.17**.

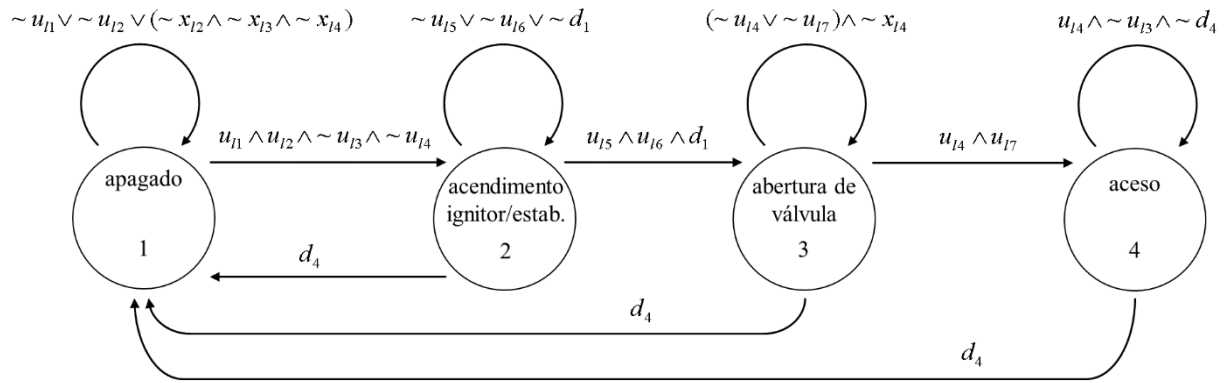


Figura 3.17 – Máquina de estados a elementos finitos de um queimador de BFG.

Fonte: elaboração própria.

O funcionamento desta máquina de estados será estabelecido a partir das variáveis de entradas $u_l = [u_{l1} \ u_{l2} \ u_{l3} \ u_{l4} \ u_{l5} \ u_{l6} \ u_{l7}]'$, dos estados discretos da máquina de estados ($x_l = [x_{l1} \ x_{l2} \ x_{l3} \ x_{l4}]$), dos estados contínuos ($x_c = [x_{c1} \ x_{c2} \ x_{c3}]$) e de variáveis auxiliares discretas (d_1, d_2, d_3 e d_4), onde:

- u_{l1} é igual a 1 se houver comando de partida do queimador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l2} é igual a 1 se houver permissão de partida do queimador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l3} é igual a 1 se houver comando de parada do queimador, caso contrário é igual a 0;
- u_{l4} é igual a 1 se houver detecção de chama acesa no queimador, caso contrário é igual a 0;

- u_{l5} é igual a 1 se a válvula de bloqueio do estabilizador estiver totalmente aberta, caso contrário é igual a 0;
- x_{l1} igual a 1 indica que o estado do queimador é ‘apagado’, sendo igual a 0 caso contrário;
- x_{l2} igual a 1 indica que o estado do queimador é ‘em acendimento de ignitor e estabilizador’, sendo igual a 0 caso contrário;
- x_{l3} igual a 1 indica que o estado do queimador é ‘em abertura de válvula de bloqueio’, sendo igual a 0 caso contrário;
- x_{l4} igual a 1 indica que o estado do queimador é ‘aceso’, sendo igual a 0 caso contrário;
- x_{c1} indica o tempo decorrido para estabilização de chama do ignitor e do estabilizador;
- x_{c2} indica o tempo decorrido para confirmação de abertura completa da válvula de bloqueio do queimador;
- x_{c3} indica o tempo decorrido para confirmação de chama acesa no queimador;
- d_1 é igual a 1 caso seja decorrido o tempo necessário para estabilização de chama do ignitor e do estabilizador, caso contrário é igual a 0;
- d_2 é igual a 1 caso seja excedido o tempo máximo necessário para abertura da válvula de bloqueio do queimador, caso contrário é igual a 0.
- d_3 é igual a 1 caso seja decorrido o tempo máximo necessário para detecção de chama no queimador, caso contrário é igual a 0;
- $d_4 = x_3 \wedge [(d_2 \wedge \sim u_{l4} \wedge \sim u_{l7}) \vee (d_3 \wedge \sim u_{l4} \wedge u_{l7})] \vee x_4 \wedge (\sim u_{l4} \vee \sim u_{l5}) \vee u_{l3}$, quando igual a 1 indica uma condição de parada do queimador (necessidade de apagamento do queimador), sendo igual a 0 caso contrário.

A natureza distribuída do processo é aproximada, conforme a **Figura 3.18**, em volumes concentrados e interligados por orifícios que representam as perdas de carga na placa de orifício, nas válvulas de controle, na tubulação por fricção e nas válvulas de queimadores.

As variáveis indicadas nesta figura são:

- p_{B0} : pressão estática na tubulação principal de suprimento de BFG;
- p_{B10} : pressão de BFG no volume à jusante da placa de orifício;
- p_{bf} : pressão no interior da fornalha;
- p_{B11} , p_{B12} , p_{B13} , p_{B14} : pressões de BFG nos volumes à jusante das válvulas de controle de vazão de cada canto;
- q_{BFG} , q_{FV11} , q_{FV12} , q_{FV13} , q_{FV14} , q_{B11} , q_{B12} , q_{B13} , q_{B14} : vazões volumétricas de BFG nos vários trechos da tubulação;
- q_{B1ij} : vazão de BFG no queimador B1*ij*, para $i = 1, 2, 3, 4$ e $j = C, D$;
- V_{B10} : volume interno da tubulação entre a placa de orifício e a válvula de controle;
- V_{B1i} : volume interno da tubulação entre a válvula de controle de cada par de queimadores e as válvulas de bloqueio dos queimadores, para $i = 1, 2, 3, 4$.

Os efeitos relativos à pressão são modelados pelas seguintes equações (GARCIA, 1997, p. 163-167):

$$p_{B10} = p_{B0} - K_{FE10}q_{BFG}^2 \quad (3.5)$$

$$p_{B11} = p_{B10} - (f_{FV11}(x_{11}) + K_{B11})q_{FV11}^2 \quad (3.6)$$

$$p_{B12} = p_{B10} - (f_{FV11}(x_{12}) + K_{B12})q_{FV12}^2 \quad (3.7)$$

$$p_{B13} = p_{B10} - (f_{FV11}(x_{13}) + K_{B13})q_{FV13}^2 \quad (3.8)$$

$$p_{B14} = p_{B10} - (f_{FV11}(x_{14}) + K_{B14})q_{FV14}^2 \quad (3.9)$$

$$p_{bf} \leq p_{B1i} \leq p_{B0}, \text{ para } i = 1, 2, 3 \text{ e } 4. \quad (3.10)$$

onde:

- $K_{FE10}, K_{B11}, K_{B12}, K_{B13}, K_{B14}$ são coeficientes que relacionam as quedas de pressão na tubulação às vazões quadráticas (resistência fluídica);
- $f_{FV1i}(x_{1i})$, para $i = 1, 2, 3$ e 4 , são funções que relacionam as quedas de pressão nas válvulas de controle às vazões quadráticas, em função da posição x_{1i} de cada válvula de controle¹².

As vazões entre volumes são calculadas a partir das equações de conservação de massa (SURYANARAYANA; ARICI, 2003, p. 92) (CAMPOS; TEIXEIRA, 2010, p.136) (FOX; MACDONALD, 2001, p. 68):

$$q_{BFG} = \frac{V_{B10}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B10}} \frac{dp_{B10}}{dt} + q_{FV11} + q_{FV12} + q_{FV13} + q_{FV14} \quad (3.12)$$

$$q_{B11} = \frac{V_{B11}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B11}} \frac{dp_{B11}}{dt} + q_{B11C} + q_{B11D} \quad (3.13)$$

$$q_{B12} = \frac{V_{B12}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B12}} \frac{dp_{B12}}{dt} + q_{B12C} + q_{B12D} \quad (3.14)$$

$$q_{B13} = \frac{V_{B13}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B13}} \frac{dp_{B13}}{dt} + q_{B13C} + q_{B13D} \quad (3.15)$$

$$q_{B14} = \frac{V_{B14}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B14}} \frac{dp_{B14}}{dt} + q_{B14C} + q_{B14D} \quad (3.16)$$

$$q_{B1ij} = f_{B1}(x_{B1ij}) x_{B1ij} \sqrt{p_{B11} - p_{bf}}, \text{ para } i = 1, 2, 3, 4; \text{ e } j = C, D; \quad (3.17)$$

onde:

- $f_{B1}(x_{B1ij})$, para $i = 1, 2, 3$ e 4 , são funções que relacionam a pressão diferencial do queimador ($p_{B11} - p_{bf}$) e a posição x_{B1ij} da válvula de bloqueio do queimador com a vazão no queimador;
- ρ_{BFG} representa a massa específica do BFG no volume considerado;

¹² Neste modelo, $f_{FV1i}(x_{1i})$ e $f_{B1}(x_{B1ij})$ incluem a resposta característica instalada, coeficiente de vazão e outros parâmetros. Detalhes podem ser vistos em (CAMPOS; TEIXEIRA, 2010, p.86 - 100).

- $\frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B1i}}$, para $i = 0, 1, 2, 3$ e 4 , representa a taxa de variação da massa específica em função da variação de pressão do gás em cada trecho, podendo ser determinada a partir da equação dos gases reais ou equação de Van der Waals (ÇENGEL; BOLES, 2010).

O comportamento discreto das válvulas de bloqueio de queimadores terá efeito sobre as vazões de cada queimador. Para modelar este comportamento, assume-se que as chaves (válvulas de bloqueio) BV11C, BV11D, BV12C, BV12D, BV13C, BV13D, BV14C e BV14D podem assumir um valor discreto b , tal que:

$$BV1ij: \begin{cases} b = 0, \text{ se a válvula do queimador está fechada ou fechando} \\ b = 1, \text{ se a válvula do queimador está aberta ou abrindo} \end{cases}$$

para $i = 1, 2, 3, 4$; e $j = C, D$.

Dessa maneira, dois conjuntos de equações diferenciais descreverão a posição x_{B1ij} das válvulas de bloqueio de queimadores.

Se $b = 0$, a válvula motorizada do queimador sai de uma posição inicial qualquer para a posição final zero, numa velocidade constante v (fração do curso total/segundo). Esse comportamento pode ser descrito por:

$$x_{B1ij}(t) = x_{B1ij}(t - 1) - vt, \text{ ou seja:}$$

$$\frac{dx_{B1ij}(t)}{dt} = -v \quad (3.18)$$

$$0 \leq x_{B1ij}(t) \leq 1.$$

Caso contrário, isto é, se $b = 1$, a válvula motorizada do queimador sai de uma posição inicial qualquer para a posição final equivalente a 100% de abertura, sendo este comportamento descrito por:

$$x_{B1ij}(t) = x_{B1ij}(t - 1) + vt, \text{ ou seja:}$$

$$\frac{dx_{B1ij}(t)}{dt} = v \quad (3.19)$$

$$0 \leq x_{B1ij}(t) \leq 1.$$

Para melhor compreender os efeitos destes componentes sobre a vazão de gás, considere um vaso de pressão qualquer conforme a **Figura 3.19**, onde V é o volume de gás do vaso (m^3); v é o volume específico do gás (m^3/kg); ρ é a massa específica do gás (kg/m^3); m é a massa de gás contida no vaso (kg); p é a pressão no vaso (Pa); q é a vazão mássica de gás (kg/s) (OLIVEIRA JUNIOR, 2009).

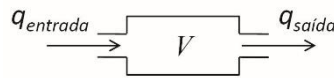


Figura 3.19 – Vaso de pressão com vapor.

Fonte: OLIVEIRA JUNIOR, 2009.

A equação de conservação de massa aplicada ao vaso de pressão é dada por:

$$\frac{dm}{dt} = q_{entrada} - q_{saida} \quad (3.20)$$

Considerando temperatura constante no vaso, a variação de massa no mesmo pode ser escrita como:

$$\frac{dm}{dt} = \frac{\partial m}{\partial p} \frac{dp}{dt} = V \frac{\partial}{\partial p} \left(\frac{1}{v} \right) \frac{dp}{dt} \quad (3.21)$$

Sendo p_0 a pressão de suprimento do fluido externa ao vaso, considerando p_0 constante, então, devido à existência de resistência ao escoamento do fluido na tubulação, um aumento de pressão no vaso provoca uma redução da vazão de entrada, pois a relação entre as pressões e a vazão do fluido é definida pela expressão (GARCIA, 1997, p. 166):

$$p = p_0 - K_a q_{entrada}^2, \quad (3.22)$$

onde: K_a é a resistência fluídica do trecho de tubulação que interliga o ponto de suprimento até o vaso.

Derivando a Eq. 3.22 em relação ao tempo, obtém-se:

$$\frac{dp}{dt} = -2K_a q_{entrada} \frac{dq_{entrada}}{dt}. \quad (3.23)$$

Combinando as Eq. 3.20, 3.21 e 3.23, resulta em:

$$q_{entrada} - q_{saída} = -2K_a V \frac{\partial}{\partial p} \left(\frac{1}{v} \right) q_{entrada} \frac{dq_{entrada}}{dt} \quad (3.24)$$

Fazendo:

$$\tau = 2K_a q_x V \frac{\partial}{\partial p} \left(\frac{1}{v} \right) = 2K_a q_x V \frac{\partial \rho}{\partial p}, \quad (3.25)$$

onde q_x é a vazão de gás em regime permanente, ou seja, $q_x = \lim_{t \rightarrow \infty} q_{entrada}(t)$, então, pequenas variações de vazão de entrada em torno de um ponto de operação, com vazão q_x , serão dadas, aproximadamente, pela seguinte equação:

$$\frac{dq_{entrada}}{dt} = \frac{1}{\tau} (q_{saída} - q_{entrada}) \quad (3.26)$$

onde τ representa a constante de tempo associada ao vaso.

As Eq. 3.24 e 3.26 são similares às equações de vazão (Eq. 3.12 a 3.16) estabelecidas anteriormente para os volumes concentrados dos vários trechos da tubulação de gás, que podem ser considerados como vasos de pressão. A partir dessa demonstração, conclui-se que o principal efeito destes volumes sobre as dinâmicas de vazão é que os mesmos inserem amortecimentos às variações de vazão do fluido. A constante de tempo τ de cada volume concentrado pode ser determinada a partir de dados operacionais e dados de projeto da tubulação.

No domínio da frequência a Eq. 3.26 assume a forma:

$$\frac{q_{entrada}}{q_{saída}} = \frac{1}{1 + \tau s} \quad (3.27)$$

Levando em consideração as observações acima e considerando o efeito das vazões de saída de cada queimador em relação à vazão de entrada em cada volume concentrado

V_{B1i} (para $i = 1, 2, 3, 4$), as equações de um modelo parcial do sistema de queimadores de BFG, desconsiderando as dinâmicas discretas do BMS, podem ser escritas como segue:

$$\frac{dq_{B11}}{dt} = \frac{1}{\tau_{B11}(n_{11})} (q_{B11C} + q_{B11D} - q_{B11}) \quad (3.28)$$

$$\frac{dq_{B12}}{dt} = \frac{1}{\tau_{B12}(n_{12})} (q_{B12C} + q_{B12D} - q_{B12}) \quad (3.29)$$

$$\frac{dq_{B13}}{dt} = \frac{1}{\tau_{B13}(n_{13})} (q_{B13C} + q_{B13D} - q_{B13}) \quad (3.30)$$

$$\frac{dq_{B14}}{dt} = \frac{1}{\tau_{B14}(n_{14})} (q_{B14C} + q_{B14D} - q_{B14}) \quad (3.31)$$

$$\frac{dq_{BFG}}{dt} = \frac{1}{\tau_{B10}(n_{10})} (q_{B11} + q_{B12} + q_{B13} + q_{B14} - q_{BFG}) \quad (3.32)$$

$$\frac{dx_{B1ij}(t)}{dt} = \begin{cases} -v, & \text{se } BV1ij = 0 \text{ e } x_{B1ij}(t) \geq 0 \\ v, & \text{se } BV1ij = 1 \text{ e } x_{B1ij}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.33)$$

para $i = 1, 2, 3, 4$; e $j = C, D$.

sujeitas a:

$$\tau_{B11}(n_{11}) = 2K_{aB11}(n_{11})q_{xB11} \frac{V_{B11}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B11}}, \quad (3.34)$$

$$\tau_{B12}(n_{12}) = 2K_{aB12}(n_{12})q_{xB12} \frac{V_{B12}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B12}}, \quad (3.35)$$

$$\tau_{B13}(n_{13}) = 2K_{aB13}(n_{13})q_{xB13} \frac{V_{B13}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B13}}, \quad (3.36)$$

$$\tau_{B14}(n_{14}) = 2K_{aB14}(n_{14})q_{xB14} \frac{V_{B14}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B14}}, \quad (3.37)$$

$$\tau_{B10}(n_{10}) = 2K_{aB10}(n_{10})q_{xB10} \frac{V_{B10}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B10}}, \quad (3.38)$$

$$n_{11} = BV11C + BV11D; \quad (3.39)$$

$$n_{12} = BV12C + BV12D; \quad (3.40)$$

$$n_{13} = BV13C + BV13D; \quad (3.41)$$

$$n_{14} = BV14C + BV14D; \quad (3.42)$$

$$n_{10} = n_{11} + n_{12} + n_{13} + n_{14}; \quad (3.43)$$

$$K_{aBij}(n_{ij}) = \begin{cases} K_{aB2} & \text{se } n_{ij} = 2 \\ K_{aB1} & \text{se } n_{ij} = 1 \\ K_{aB0} & \text{se } n_{ij} = 0 \end{cases} \quad (3.44)$$

para $i = 1, 2, 3, 4$; e $j = C, D$ e $n_{ij} \in \{\mathbb{Z}^+ \mid n_{ij} \leq 2\}$.

$$K_{aB10}(n_{10}) = \begin{cases} K_{aB10n}; & \text{para } n_{10} = n \text{ tal que} \\ 0 \leq n \leq 8 \text{ e } n \in \{\mathbb{Z}^+ \mid n \leq 8\}. \end{cases} \quad (3.45)$$

$$q_{xB11} + q_{xB12} + q_{xB13} + q_{xB14} = q_{xBFG} \quad (3.46)$$

$$q_{B1ij} = f_{B1}(x_{B1ij})x_{B1ij}\sqrt{p_{B1i} - p_{bf}}, \text{ para } i = 1, 2, 3, 4; \text{ e } j = C, D \quad (3.47)$$

$$p_{B10} = p_{B0} - K_{FE10}q_{BFG}^2 \quad (3.48)$$

$$p_{B11} = p_{B10} - (f_{FV11}(x_{11}) + K_{B11})q_{FV11}^2 \quad (3.49)$$

$$p_{B12} = p_{B10} - (f_{FV11}(x_{12}) + K_{B12})q_{FV12}^2 \quad (3.50)$$

$$p_{B13} = p_{B10} - (f_{FV11}(x_{13}) + K_{B13})q_{FV13}^2 \quad (3.51)$$

$$p_{B14} = p_{B10} - (f_{FV11}(x_{14}) + K_{B14})q_{FV14}^2 \quad (3.52)$$

$$p_{bf} \leq p_{B1i} \leq p_{B0}, \text{ para } i = 1, 2, 3 \text{ e } 4 \quad (3.53)$$

$$0 \leq x_{B1ij}(t) \leq 1. \quad (3.54)$$

sendo:

- variáveis de estado: $q_{B11}, q_{B12}, q_{B13}, q_{B14}, q_{BFG}$ e x_{B1ij} , para $i = 1, 2, 3, 4$; e $j = C, D$.
- entradas: contínuas p_{B0}, p_{bf}, x_{1i} e discretas $BV1ij$, para $i = 1, 2, 3, 4$; e $j = C, D$.
- variáveis auxiliares: $n_{10}, n_{11}, n_{12}, n_{13}, n_{14}$.

O modelo acima descrito é constituído de equações diferenciais e de equações algébricas. As variáveis auxiliares, inteiras, são incluídas para atualizar os valores das constantes de tempo das equações diferenciais de vazão em função do número de queimadores acesos na fornalha (n_{10}) ou em um canto específico dela (n_{11}, n_{12}, n_{13} e n_{14}),

haja vista que K_{aBij} e K_{aB10} são definidos em condições de regime permanente, devendo assumir valores distintos em função do número de queimadores acesos.

3.3.2.1.3 Modelo simplificado do processo governado pelo CCS

Considerando que, geralmente, não há diferenças significativas entre cada ramo de cada canto, os volumes das tubulações e as perdas de carga por fricção em cada canto terão valores muito próximos, podendo ser definidos a partir de valores médios dos quatro cantos. Nesta condição, o modelo definido pelas Eq. 3.28 a 3.54 pode ser simplificado, de maneira que as constantes de tempo sejam atualizadas apenas em função do número total de queimadores acesos (n_{10}). Essa possibilidade favorece a caracterização do modo de operação

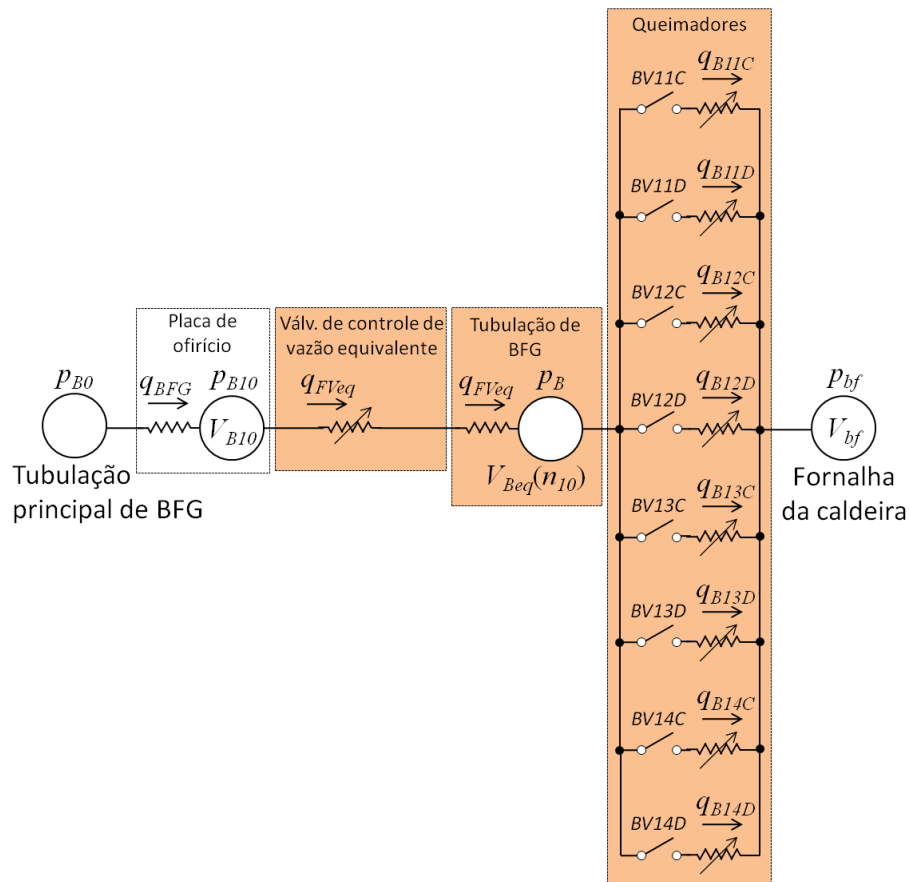


Figura 3.20 - Representação concentrada simplificada do sistema de queimadores de BFG.

Fonte: elaboração própria.

do sistema. Partindo desta premissa, a representação concentrada do sistema de queimadores de BFG pode ser simplificada, conforme mostra a **Figura 3.20**.

Neste modelo simplificado, as quatro válvulas de controle dos cantos são substituídas por uma válvula de controle equivalente (FV_{eq}), que agrega o comportamento das quatro válvulas funcionando em conjunto. Também o volume útil (V_{Beq}) e o fator de resistência fluídica variável da válvula de controle equivalente e tubulação $K_a(x_{FVeq}, n_{10})$ passam a ser atualizados em função do número de queimadores acesos.

É importante destacar que, conforme ilustrado na **Figura 3.10**, normalmente não existem medições de vazão individuais de cada queimador (q_{B11} , q_{B12} , q_{B13} e q_{B14}), havendo medição de vazão apenas na linha principal que alimenta todos os queimadores (próximo à tubulação de suprimento, na entrada do sistema, q_{BFG} , ou próximo às válvulas de controle, q_{FVeq}). Por isso, a simplificação proposta não prejudica a análise e comparação de resultados do modelo com um sistema físico real.

A partir desta nova concepção, o modelo passa a ser descrito pelas equações:

$$\frac{dq_{FVeq}}{dt} = \frac{1}{\tau_{Beq}(n_{10})} (\sum_{i=1}^4 q_{B1iC} + \sum_{i=1}^4 q_{B1iD} - q_{FVeq}) \quad (3.55)$$

$$\frac{dq_{BFG}}{dt} = \frac{1}{\tau_{B10}(n_{10})} (q_{FVeq} - q_{BFG}) \quad (3.56)$$

$$\frac{dx_{B1ij}(t)}{dt} = \begin{cases} -v, & \text{se } BV1ij = 0 \text{ e } x_{B1ij}(t) \geq 0 \\ v, & \text{se } BV1ij = 1 \text{ e } x_{B1ij}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.57)$$

para $i = 1, 2, 3, 4$; e $j = C, D$.

sujeitas a:

$$\tau_{Beq}(n_{10}) = 2K_{aBeq}(n_{10})q_{xBeq} \frac{V_{Beq}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{Beq}}, \quad (3.58)$$

$$\tau_{B10}(n_{10}) = 2K_{aB10}(n_{10})q_{xB10} \frac{V_{B10}}{\rho_{BFG}} \frac{\partial \rho_{BFG}}{\partial p_{B10}}, \quad (3.59)$$

$$n_{10} = BV11C + BV12C + BV13C + BV14C + \quad (3.60)$$

$$BV11D + BV12D + BV13D + BV14D;$$

$$K_{aBeq}(n_{10}) = \begin{cases} K_{aBeqn}; \text{ para } n_{10} = n \text{ tal que} \\ 0 \leq n \leq 8 \text{ e } n \in \{\mathbb{Z}^+ \mid n \leq 8\}. \end{cases} \quad (3.61)$$

$$K_{aB10}(n_{10}) = \begin{cases} K_{aB10n}; \text{ para } n_{10} = n \text{ tal que} \\ 0 \leq n \leq 8 \text{ e } n \in \{\mathbb{Z}^+ \mid n \leq 8\}. \end{cases} \quad (3.62)$$

$$q_{xB11} + q_{xB12} + q_{xB13} + q_{xB14} = q_{xBFG} \quad (3.63)$$

$$q_{B1ij} = f_{B1}(x_{B1ij})x_{B1ij}\sqrt{p_B - p_{bf}}, \text{ para } i = 1, 2, 3, 4; \text{ e } j = C, D \quad (3.64)$$

$$p_{B10} = p_{B0} - K_{FE10}q_{BFG}^2 \quad (3.65)$$

$$p_B = p_{B10} - K_a(x_{FVeq}, n_{10})q_{FVeq}^2 \quad (3.66)$$

$$p_{bf} \leq p_B \leq p_{B0} \quad (3.67)$$

$$0 \leq x_{B1ij}(t) \leq 1 \quad (3.68)$$

$$\Delta p_B = p_B - p_{bf} \quad (3.69)$$

Variáveis de estado: q_{FVeq} , q_{BFG} e x_{B1ij} , para $i = 1, 2, 3, 4$; e $j = C, D$.

Entradas: contínuas p_{B0} , p_{bf} , x_{FVeq} e discretas $BV1ij$, para $i = 1, 2, 3, 4$; e $j = C, D$.

Variável auxiliar: n_{10} .

3.3.2.1.4 Sistema afim comutado (SAS: *switched affine system*)

Sistemas afins por partes (PWA: *piecewise affine systems*) são uma classe especial de sistemas híbridos os quais podem ser vistos como sistemas capazes de descrever linearizações múltiplas de uma expressão não linear, fornecendo uma aproximação com melhor exatidão (KVASNICA, 2009). Os sistemas PWA são estabelecidos pelo particionamento de espaços de estados e entradas em regiões poliédricas e associação de cada região a diferentes equações de atualizações de estados e saídas (BORRELLI; BEMPORAD; MORARI, 2011).

Os sistemas afins comutados (SAS: *switched affine systems*), que fazem parte do modelo DHA, são um caso particular dos sistemas PWA, sendo definidos na forma matricial:

$$x_c(t+1) = A^{i(t)}x_c(t) + B^{i(t)}u_c(t) + f^{i(t)} \quad (3.70a)$$

$$y_c(t) = C^{i(t)}x_c(t) + D^{i(t)}u_c(t) + g^{i(t)} \quad (3.70b)$$

onde $t \in \mathbb{T}$ é o indicador de tempo, $x_c \in \mathbb{R}^{n_c}$ é o vetor de n_c estados contínuos, $u_c \in \mathbb{R}^{m_c}$ é o vetor de m_c entradas externas contínuas, $y_c \in \mathbb{R}^{p_c}$ é o vetor de p_c saídas contínuas, $\{A^i, B^i, f^i, C, D^i, g^i\}_{i \in \mathcal{I}}$ são matrizes constantes de dimensões apropriadas e $i(t) \in \mathcal{I} \triangleq \{1, 2, 3, \dots, s\}$ é um sinal que realiza a atualização dinâmica do estado afim no instante de tempo t .

O modelo teórico proposto na **Seção 3.3.2.1.3** possui equações diferenciais não lineares em relação às variáveis de estado e de entrada. Por isso, as expressões não lineares presentes nas vazões e pressões desse modelo (veja Eq. 3.64, 3.65 e 3.66) precisam ser linearizadas por partes, de maneira que as características não lineares possam ser aproximadas por meio de múltiplas equações lineares, onde cada equação linear será selecionada em condições específicas.

A vazão em cada queimador (dada pela Eq. 3.64) depende da pressão diferencial de combustível nos queimadores (Δp_B da Eq. 3.69), da posição da válvula de bloqueio do queimador (x_{B1ij}) e da quantidade de queimadores acesos (n_{ij} ou n_{10}). Para determinição das curvas de vazão dos queimadores, o seguinte método é proposto:

- 1) Aquisição de dados de pressão diferencial dos queimadores, vazão de combustível e posição da válvula de controle para diferentes quantidades de queimadores acesos;
- 2) Separação dos dados para cada quantidade de queimadores acesos;
- 3) Ordenação dos dados em ordem crescente da vazão;

- 4) Determinação das curvas de vazão dos queimadores em função da variação da pressão diferencial dos queimadores por aproximações a funções polinomiais de 2º grau (ver **Figura 3.21**);
- 5) Plotagem dos dados medidos e das curvas de vazão em um gráfico para visualização;
- 6) Determinação dos intervalos das curvas de vazão a linearizar.

Para aplicação do método, curvas de vazão dos queimadores foram determinadas a partir de dados de vazão e pressão diferencial de gás medidos na caldeira #1 da ArcelorMittal Tubarão (dados coletados em 2011, após manutenção da caldeira #1). As **Figuras 3.21** e **3.22** mostram as curvas de vazão obtidas.

Nesta caldeira, há uma válvula de bloqueio para cada par de queimadores, e por isso, são obtidas as curvas de vazão para pares de queimadores, variando de 2, 4, 6 e 8 queimadores. Para este caso específico, onde há quatro curvas de vazão, propõe-se que o cálculo de vazão dos queimadores (q_{B1ij}) seja linearizado por partes, em oito intervalos, sendo dois intervalos para cada curva.

A válvula de bloqueio do queimador não é operada continuamente, permanecendo sempre em posição totalmente aberta ou totalmente fechada (por ex.: BV-11C e BV-11D da **Figura 3.10**). Por isso e devido à dificuldade de implementação via modelo DHA ou MLD, o efeito transitório da abertura ou fechamento da válvula de bloqueio de cada queimador será simplificado, considerando que a vazão de cada queimador é diretamente proporcional à posição ($x_{B1ij}(t)$) da respectiva válvula de bloqueio do queimador durante a abertura ou fechamento da mesma. Dada esta premissa, a não linearidade a ser tratada no cálculo de vazão dos queimadores quando as válvulas de bloqueio dos queimadores estiverem abertas se restringe somente à variação da pressão diferencial nos queimadores ($\Delta p_B = p_B - p_{bf}$) na Eq. 3.64.

As relações entre a vazão total de combustível ($q_{FVe q}$), posição da válvula de controle ($x_{FVe q}$) e número de queimadores acesos (n_{10}) (**Figura 3.22**) são úteis para determina-

ção do fator de resistência fluidica variável da válvula de controle e tubulação $K_a(x_{FVeq}, n_{10})$, que aparece no modelo não linear dos queimadores de BFG (Eq. 3.66), cujo método de cálculo será explicado adiante.

Cada curva de vazão da **Figura 3.21** foi dividida em duas partes que foram linea-

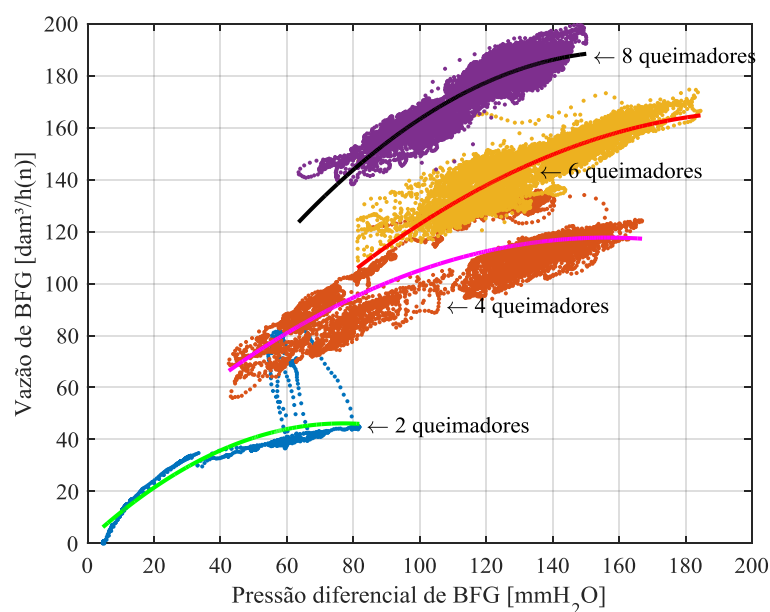


Figura 3.21 - Gráfico da vazão total de BFG em função da pressão diferencial nos queimadores.

Fonte: elaboração própria.

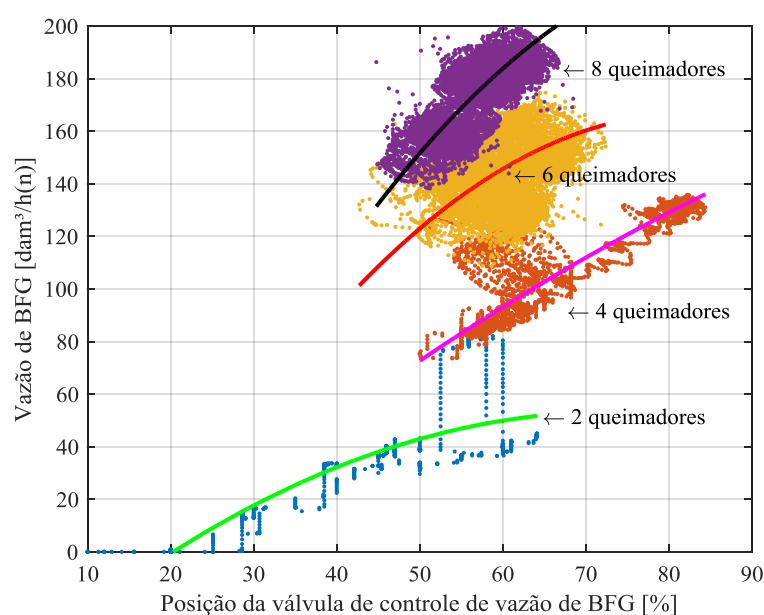


Figura 3.22 - Gráfico da vazão total de BFG em função da posição da válvula de controle de vazão.

Fonte: elaboração própria.

rizadas para construção do modelo DHA. O resultado da linearização pode ser conferido na **Figura 3.23**. Os intervalos considerados para determinar os segmentos de retas são mostrados na **Tabela 3.3**.

Um dos pontos-chave para o bom funcionamento do modelo é a determinação dos valores dos parâmetros $\tau_{Beq}(n_{10})$, $\tau_{B10}(n_{10})$, K_{FE} e $K_a(x_{FVe q}, n_{10})$. Para determinação dos valores das constantes de tempo $\tau_{B10}(n_{10})$ e $\tau_{Beq}(n_{10})$ em função do número de queimadores (n_{10}), que são constantes de tempo associadas ao cálculo de vazão de BFG na entrada do sistema (q_{BFG}) e na válvula de controle ($q_{FVe q}$), respectivamente, foi aplicado método de identificação de sistemas a dados medidos de vazão, variando a vazão total medida em função da abertura da válvula de controle de vazão, utilizando como ferramenta de apoio para identificação dos parâmetros o *toolbox ident* do programa MATLAB (MATH WORKS INC., 2016). A **Figura 3.24**, mostra resultados de testes realizados para 4 e 6 queimadores acesos, para as respostas de vazão de BFG simuladas e medidas, em faixas de vazão diferentes.

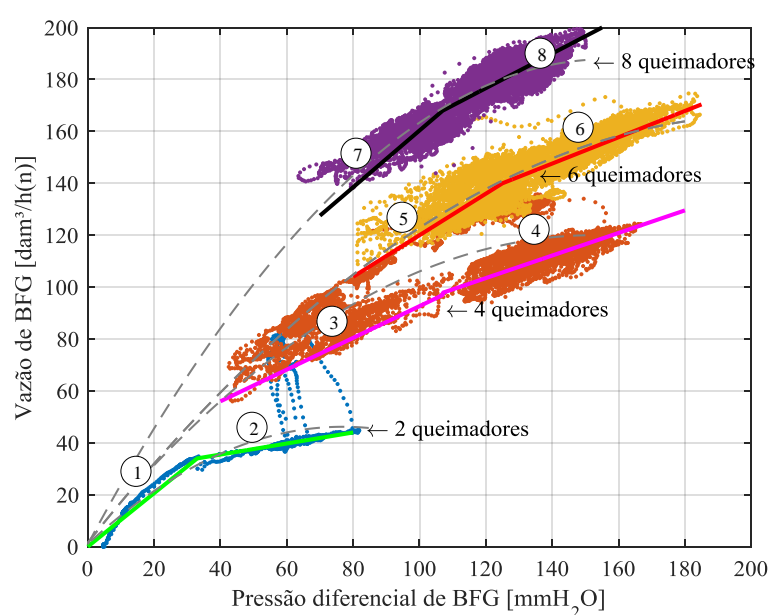


Figura 3.23 - Curvas de vazão total de BFG linearizadas por partes.

Fonte: Elaboração própria.

Tabela 3.3 - Pontos considerados para linearização das curvas de vazão de BFG da caldeira #1.

Intervalo	Pontos	Pressão dif. (mmH ₂ O)	Vazão (dam ³ /h (n))
1	A	0	0
1 e 2	B	33	34
2	C	80	44
3	D	58	67
3 e 4	E	112	100
4	F	158	120
5	G	0	40
5 e 6	H	125	140
6	I	200	178
7	J	0	51
7 e 8	K	107	168
8	L	140	190

Fonte: elaboração própria.

Tabela 3.4 - Constantes de tempo do sistema de queimadores de BFG da caldeira #1 em função da quantidade de queimadores acesos.

n_{10}	$\tau_{B10}(n_{10})$	$\tau_{Beq}(n_{10})$
1	4,5 s	27,0 s
2	4,3 s	26,3 s
3	4,2 s	25,5 s
4	4,0 s	25,0 s
5	3,9 s	24,8 s
6	3,8 s	24,7 s
7	3,7 s	24,6 s
8	3,6 s	24,5 s

Fonte: elaboração própria.

O valores da constante de tempo $\tau_{B10}(n_{10})$, dados em função da quantidade de queimadores acesos, estão indicados na **Tabela 3.4**. Para a constante de tempo associada ao volume de gás entre a válvula de controle e os queimadores, $\tau_{Beq}(n_{10})$, como não há medições de vazão individuais na entrada de cada queimador e sabendo que o volume interno da tubulação no trecho compreendido entre a válvula de controle e as válvulas de queimadores é maior que o volume entre a entrada do sistema e a válvula de controle, então, por tentativa e erro, os valores encontrados para $\tau_{B10}(n_{10})$ foram aumentados para aplicação em $\tau_{Beq}(n_{10})$

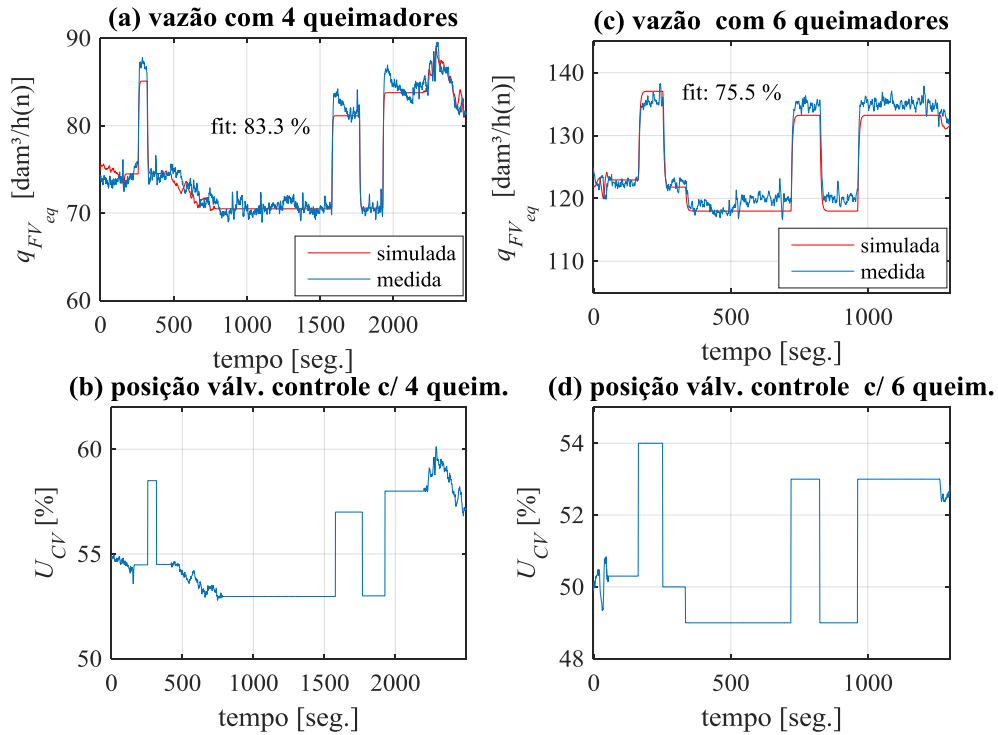


Figura 3.24 - Vazões de BFG em função da posição da válvula de controle para 4 e 6 queimadores acesos.

Fonte: Elaboração própria.

até ser obtida uma resposta estável da simulação do sistema (apresentada no **Capítulo 4**), gerada a partir do modelo MLD completo. Estas constantes de tempo estão correlacionadas pelas Eq. 3.55 e 3.56. A relação encontrada entre estas constantes de tempo para o sistema considerado foi de aproximadamente: $\tau_{Beq}(n_{10}) \approx 6,25\tau_{B10}(n_{10})$.

A constante K_{FE10} (que aparece na Eq. 3.65) é obtida a partir dos dados de projeto da placa de orifício utilizada para medição de vazão. De acordo com a folha de dados da placa de orifício existente, para a vazão máxima¹³ de $300 \text{ dam}^3/\text{h}(\text{n})$, a pressão diferencial de BFG na placa de orifício deve ser igual¹⁴ a $120 \text{ mmH}_2\text{O}(\text{g})$. Para fluidos compressíveis, a vazão na placa de orifício é dada pela seguinte equação (MARTINS, 1998, p.11):

$$q_{FE} = C_{FE} \varepsilon_{FE} \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}} \pi \frac{d^2}{4} \sqrt{2\rho \Delta p}, \quad (3.71)$$

¹³ (n) indica que a vazão é dada em valores normalizados de pressão e temperatura. Para o sistema considerado, os valores de referência são: pressão = 1 atm e temperatura = 0 °C.

¹⁴ (g) indica que se refere a pressão manométrica, ou seja, valor de pressão acima da pressão atmosférica.

onde:

- q_{FE} é a vazão do fluido que passa pela placa de orifício (= q_{BFG} da **Figura 3.20**);
- C_{FE} é o coeficiente de descarga da placa de ofirício;
- ε_{FE} é o coeficiente de expansão do fluido;
- $\beta = \frac{d}{D}$ é a relação entre o diâmetro do furo da placa (d) e o diâmetro da tubulação (D);
- ρ é a massa específica do fluido;
- Δp é a pressão diferencial gerada na placa de orifício.

Assumindo que não há variação significativa da massa específica do fluido, a equação de vazão da placa de orifício pode ser resumida a:

$$q_{FE} = K_{FO} \sqrt{\Delta p}, \quad (3.72)$$

onde K_{FO} é uma constante de engloba todos os outros parâmetros da Eq. 3.71, considerados invariantes.

Dessa maneira, K_{FO} pode ser determinada a partir dos dados de projeto da placa de orifício, comentados anteriormente. Então:

$$K_{FO} = \frac{q_{FE}}{\sqrt{\Delta p}} = \frac{300}{\sqrt{120}} = 27,386 \text{ m}^3\text{h}^{-1}/(\text{mmH}_2\text{O})^{1/2}$$

Mas, no modelo não linear dos queimadores de BFG (na **Seção 3.3.2.1.3**), a relação entre as pressões antes e depois da placa de orifício são definidas pela Eq. 3.65:

$$p_{B10} = p_{B0} - K_{FE10} q_{BFG}^2. \quad (3.65)$$

A Eq. 3.65 é uma forma equivalente da Eq. 3.72. Dado que: $\Delta p = p_{B0} - p_{B10}$ e $q_{FE} = q_{BFG}$, então:

$$K_{FE10} = \frac{1}{K_{FO}^2} = \frac{1}{27,386^2} = 0,001333.$$

O cálculo da queda de pressão (perda de carga) ao longo da tubulação, tem por referência a equação de Lacey (ABEYSEKERA et al., 2016), sendo expressa de uma forma simplificada conforme a Eq. 3.66, onde K_a inclui não apenas o fator de resistência fluídica da tubulação (GARCIA, 1997, p. 167), mas também o fator de resistência fluídica variável de

corrente da posição (x_{FVeq}) da válvula de controle e da quantidade de queimadores (n_{10}) com válvulas de bloqueio abertas:

$$p_B = p_{B10} - K_a(x_{FVeq}, n_{10}) q_{FVeq}^2. \quad (3.66)$$

Para cálculo de p_{B10} e p_B (dados pelas Eq. 3.65 e 3.66), o valor de vazão elevada ao quadrado, aplicado nos termos relativos às perdas de carga, foi linearizado por partes, em oito intervalos. O resultado da linearização de $y = x^2$ pode ser conferido na **Figura 3.25**, que é determinado de acordo com as seguintes regras:

$$y = \begin{cases} (0,05x/M)M^2 & , \text{ se } 0,00 \leq x/M < 0,05 \\ (0,15x/M - 0,0050)M^2 & , \text{ se } 0,05 \leq x/M < 0,10 \\ (0,30x/M - 0,0200)M^2 & , \text{ se } 0,10 \leq x/M < 0,20 \\ (0,50x/M - 0,0600)M^2 & , \text{ se } 0,20 \leq x/M < 0,30 \\ (0,75x/M - 0,1350)M^2 & , \text{ se } 0,30 \leq x/M < 0,45 \\ (1,05x/M - 0,2700)M^2 & , \text{ se } 0,45 \leq x/M < 0,60 \\ (1,40x/M - 0,4800)M^2 & , \text{ se } 0,60 \leq x/M < 0,80 \\ (1,80x/M - 0,8000)M^2 & , \text{ se } 0,80 \leq x/M < 1,00 \end{cases} \quad (3.73)$$

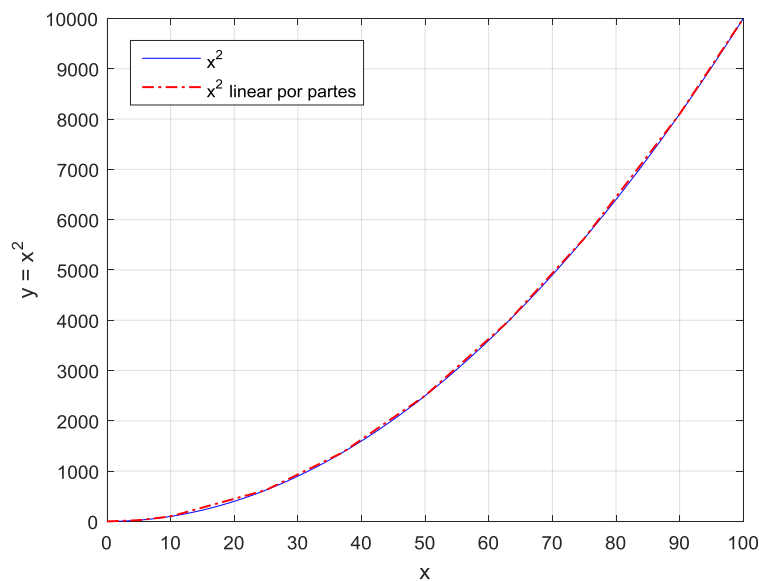


Figura 3.25 - Resultado da linearização por partes de $y = x^2$ em nove intervalos.

Fonte: elaboração própria.

onde x representa o valor da variável para a qual se deseja obter a aproximação do valor quadrático (q_{BFG} e q_{FVeq}), sendo M o valor máximo da variável.

O parâmetro $K_a(x_{FVeq}, n_{10})$ tem fundamental importância na determinação da pressão diferencial dos queimadores. Entretanto, para aplicação do mesmo na estrutura DHA ou MLD, a expressão de cálculo deste parâmetro precisa ser definida como uma função afim por partes, pois as equações do modelo devem ser lineares. Outra questão importante é que em um sistema linear a multiplicação entre variáveis de estado e/ou de entrada não é permitida. Isso ocorre, por exemplo, na Eq. 3.66, onde há a multiplicação entre $K_a(x_{FVeq}, n_{10})$ e q_{FVeq}^2 . Mesmo fazendo a linearização de q_{FVeq}^2 por meio da Eq. 3.73, como resultado obtém-se outra variável. Por isso, o parâmetro variante $K_a(x_{FVeq}, n_{10})$ deve ser convertido em valores constantes por partes. Isto é, para cada posição da válvula de controle e da quantidade de queimadores acesos, deve ser determinado um valor de K_a a ser aplicado, devendo ser admitida certa tolerância de erro, na qual K_a permanecerá constante. Devido à sua importância quanto ao resultado final, uma solução que gera menor complexidade de implementação e erro relativamente baixo é definir um número máximo de dígitos para expressar o valor de K_a e identificar cada dígito por meio de lógicas de comparação (maior que / menor que). Uma vez identificado cada dígito, o valor constante identificado de cada dígito pode, então, ser multiplicado pelo valor da vazão linearizada por partes.

Para determinar a expressão de cálculo de K_a , o seguinte método é proposto:

- 1) Aquisição de dados de pressão diferencial dos queimadores, vazão de combustível e posição da válvula de controle para diferentes quantidades de queimadores acesos;
- 2) Separação dos dados para cada quantidade de queimadores acesos;
- 3) Ordenação dos dados em ordem crescente da vazão;

- 4) Determinação das curvas de vazão em função da variação da posição da válvula de controle por aproximações a funções polinomiais de 2º grau (ver **Figura 3.22**);
- 5) Plotagem dos dados medidos e das curvas de vazão em função da quantidade de queimadores acesos em um gráfico para visualização;
- 6) Escolha de pelo menos dois pontos de cada curva de vazão \times posição (**Figura 3.22**) e verificação da correspondência destes pontos com a pressão diferencial nos queimadores (ver **Figura 3.21**);
- 7) Calcular as pressões p_{B10} e p_B esperadas, por meio das Eq. 3.65 e 3.66;
- 8) Encontrar os valores de K_a que zeram o erro entre as pressões nos queimadores (p_B) calculadas e as pressões medidas (sabendo que a pressão nos queimadores é igual a pressão na fornalha mais a pressão diferencial medida entre a entrada de gás dos queimadores e a fornalha: $p_{B(\text{medido})} = p_{bf} + \Delta p_{(\text{medido})}$);
- 9) Determinar curvas de variação de K_a em função da variação da posição da válvula de controle e da quantidade de queimadores acesos por aproximações a funções polinomiais de 2º grau em função da posição da válvula de controle, para cada quantidade de queimadores; e de 3º grau para variação dos parâmetros da função de 2º grau em função da variação do número de queimadores acesos.

Tabela 3.5 – Valores medidos de pressão, vazão e posição e valores calculados de K_a para zeragem do erro.

Pontos	Pressão dif. medida (mmH ₂ O)	Vazão medida (dam ³ /h (n))	Pos. da válv. de controle medida (%)	Pressão p_{B10} calculada (mmH ₂ O)	Pressão p_B calculada (mmH ₂ O)	Parâmetro K_a calculado (mmH ₂ O/(m ³ /h) ²)
B	33	34	42,0	548,46	13	0,4631995
C	80	44	60,5	547,42	60	0,2517658
E	107	108	68,7	534,45	87	0,0383614
F	180	123	77,0	529,83	160	0,0244450
M	100	120	48,8	530,80	80	0,0313055
H	125	140	57,3	523,87	105	0,0213707
K	107	168	54,8	512,37	87	0,0150711
N	124	180	58,6	506,80	104	0,0124321

Fonte: elaboração própria.

Para exemplificar a aplicação do método, a **Tabela 3.5** mostra os valores medidos de pressão diferencial nos queimadores, vazão e posição da válvula de controle e os valores calculados de K_a que zera o erro da pressão diferencial calculada, para alguns dos pontos considerados na linearização das curvas de vazão (da **Tabela 3.3**) e outros pontos adicionais.

Para facilitar os cálculos, as equações foram escritas no programa Microsoft Excel 2010, que possui como suplemento um otimizador chamado *Solver*, o qual foi utilizado para encontrar os valores de K_a que zera o erro entre os valores medidos e os valores calculados de p_B .

O valor considerado de pressão de suprimento de BFG é igual a $p_{B0} = 550$ mmH₂O. Para cada par de queimadores da caldeira #1, foram encontradas as equações mostradas na **Tabela 3.6**, que fornecem os valores esperados de K_a em função da variação da po-

Tabela 3.6 – Parâmetro K_a em função da variação da posição da válvula de controle.

Quantidade de queimadores (n_{10})	Parâmetro $K_a(x_{FVeq})$ (mmH ₂ O/(m ³ /h) ²)
2	$0,8711x_{FVeq}^2 - 2,0356x_{FVeq} + 1,1645$
4	$0,1961x_{FVeq}^2 - 0,4534x_{FVeq} + 0,2573$
6	$0,1305x_{FVeq}^2 - 0,2554x_{FVeq} + 0,1248$
8	$0,0872x_{FVeq}^2 - 0,1683x_{FVeq} + 0,0811$

Fonte: elaboração própria.

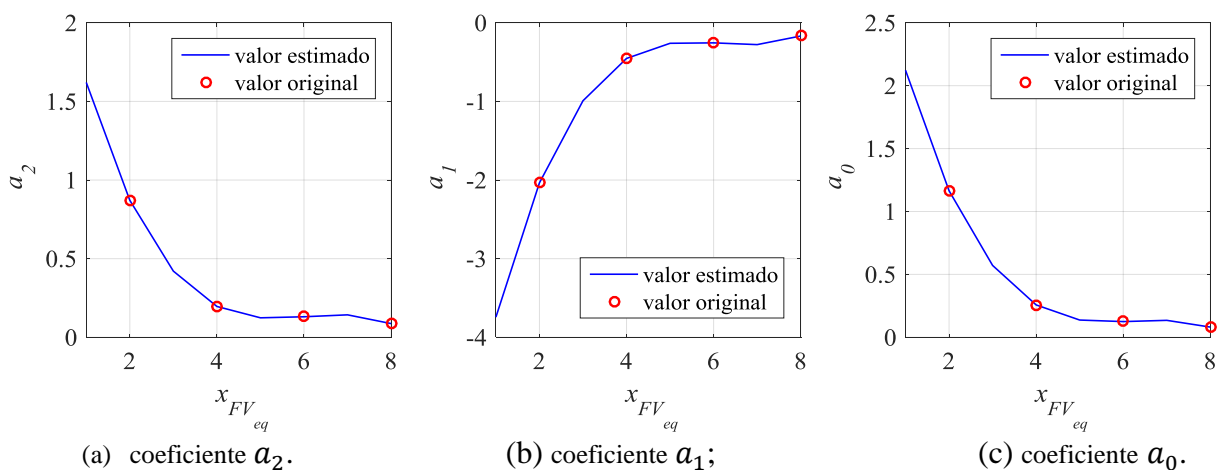


Figura 3.26 – Variação dos coeficientes de $K_a(x_{FVeq})$ em função da quantidade de queimadores acesos.

Fonte: elaboração própria.

Tabela 3.7 – Coeficientes da função $K_a(x_{FVeq}, n_{10})$ em função da quantidade de queimadores acesos.

Quantidade de queimadores (n_{10})	$a_2(n_{10})$	$a_1(n_{10})$	$a_0(n_{10})$
1	1,62059375	-3,74368125	2,12295625
2	0,8711	-2,0356	1,1645
3	0,42073125	-0,99189375	0,57119375
4	0,1961	-0,4534	0,2573
5	0,12381875	-0,26095625	0,13708125
6	0,1305	-0,2554	0,1248
7	0,14275625	-0,27756875	0,13471875
8	0,0872	-0,1683	0,0811

Fonte: elaboração própria.

sição da válvula de controle.

Conforme o número de queimadores varia, os coeficientes das equações de segundo grau encontradas (conforme **Tabela 3.6**) variam. Esta variação dos coeficientes pode ser bem representada por equações de 3º grau, conforme mostrado na **Figura 3.26**.

Portanto, para a caldeira considerada:

$$K_a(x_{FVeq}, n_{10}) = a_2(n_{10})x_{FVeq}^2 + a_1(n_{10})x_{FVeq} + a_0(n_{10}), \quad (3.74)$$

onde $a_2(n_{10})$, $a_1(n_{10})$ e $a_0(n_{10})$ são dados em função do número de queimadores acesos, conforme os valores indicados na **Tabela 3.7**, gerados a partir dos seguintes polinômios:

$$a_2(n_{10}) = -0,0122n_{10}^3 + 0,2230n_{10}^2 - 1,3327n_{10} + 2,7426 \quad (3.75)$$

$$a_1(n_{10}) = 0,0265n_{10}^3 - 0,4914n_{10}^2 + 2,9964n_{10} - 6,2753 \quad (3.76)$$

$$a_0(n_{10}) = -0,0143n_{10}^3 + 0,2683n_{10}^2 - 1,6634n_{10} + 3,5323 \quad (3.77)$$

No nível do controle regulatório, o posicionamento das válvulas de controle de vazão é realizado por controladores do tipo proporcional-integral (PI) ou proporcional-integral-derivativo (PID). Estes controladores geram sinal de controle que é aplicado no posicionamento das válvulas de controle de vazão dos queimadores.

No sistema de queimadores de BFG, as posições das válvulas de controle $x_{FVeq} = x_{11} = x_{12} = x_{13} = x_{14}$, de acordo com a **Figura 3.10**, corresponderão à saída do

controlador de vazão FIC-10. O modelo de controlador PI será incluído na parte contínua do modelo MLD do sistema de queimadores de BFG, ou seja, no sistema comutado por partes (SAS). A equação do controlador PID clássico, no domínio da frequência, é dada pela seguinte equação:

$$G_c(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right). \quad (3.78)$$

No domínio do tempo a equação acima assume a forma:

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(v) dv + K_p T_d \frac{de(t)}{dt}. \quad (3.79)$$

Fazendo $t = kT_s$, onde T_s é o período de amostragem a ser aplicado no controlador PID e $k \in \mathbb{Z}_+$ é um instante de amostragem qualquer, assumem-se as seguintes aproximações:

- Ação proporcional: $u(kT_s) = K_p e(kT_s)$.
- Ação integral: $\frac{du(t)}{dt} = \frac{K_p}{T_i} e(t)$
 $\Rightarrow \frac{u(kT_s) - u(kT_s - T_s)}{T_s} = \frac{K_p}{T_i} e(kT_s) \Rightarrow u(kT_s) = u(kT_s - T_s) + \frac{K_p T_s}{T_i} e(kT_s).$
- Ação derivativa: $u(kT_s) = K_p T_d \frac{e(kT_s) - e(kT_s - T_s)}{T} = \frac{K_p T_d}{T} (e(kT_s) - e(kT_s - T_s)).$

O modelo do controlador PID clássico, embora possua parâmetros K_p , T_i e T_d invariantes no tempo, precisam ser incluídos no modelo MLD do sistema de queimadores, para que a estratégia de controle avançado (por exemplo, MPC) em nível supervisor possa compensar os efeitos das ações do controlador PID no nível regulatório, conforme comentado no **Capítulo 1** (UDUEHI; ORDYS; GRIMBLE, 2004). Para o controlador PI, a ação derivativa é dispensada e, então, a equação a ser aplicada no modelo MLD será dada por:

$$u_{cv}(t) = u_{cv}(t - 1) + K_p \left(1 + \frac{T_s}{T_i} \right) e(t), \quad (3.80)$$

onde: $u_{cv} = u$ é a saída do controlador PI e $e(kT_s) = R - q_{FVeq}(kT_s)$, sendo R o ponto de ajuste ou valor desejado de vazão (*set point* ou *set value*).

Algumas questões que precisam ser avaliadas quanto à necessidade de aperfeiçoamento dos modelos dos controladores PID são:

- A utilização de controlador PID com ganhos adaptativos: Caso a planta existente possua alterações dos parâmetros do controlador em função da abertura da válvula de controle ou em função de outros critérios, estas estratégias precisam ser modeladas;
- Interferência do controle de limites cruzados: As caldeiras possuem estratégia de controle para garantir excesso de ar de combustão em relação à quantidade de gás requerida em termos estequiométricos. Essa estratégia chamada de limites cruzados (BEGA, 2003) pode interferir sobre o valor de ponto de ajuste (*set-point* - *SP* - ou *set-value* - *SV*) enviado ao controlador de vazão de combustível. Em geral, essa interferência não é significativa para operação da caldeira, mas no caso de recebimento de ponto de ajuste externo (do MPC), a necessidade de modelagem da mesma necessita ser avaliada para aplicação no modelo MLD.

Retomando a definição do sistema comutado por partes (Eq. 3.70), cada sinal de atualização dinâmica de estado $i(t)$ define o conjunto de matrizes aplicáveis para representação do sistema em um dado instante de tempo $t = kT_s$ por meio de um sistema de equações lineares. Para o sistema de queimadores de BFG, fazendo $x_{c1}(t) = x_{B11C}(t)$, $x_{c2}(t) = x_{B12C}(t)$, $x_{c3}(t) = x_{B13C}(t)$, $x_{c4}(t) = x_{B14C}(t)$, $x_{c5}(t) = x_{B11D}(t)$, $x_{c6}(t) = x_{B12D}(t)$, $x_{c7}(t) = x_{B13D}(t)$, $x_{c8}(t) = x_{B14D}(t)$, $x_{c9}(t) = x_{FVeq}(t) = u_{CV}(t)$, $x_{c10}(t) = q_{BFG}(t)$ (vazão de BFG na entrada do sistema), $x_{c11}(t) = q_{FVeq}(t)$ (vazão de BFG na válvula de controle), $x_c = [x_{c1} \ x_{c2} \ x_{c3} \ \cdots \ x_{c10} \ x_{c11}]'$ (os estados contínuos do modelo)¹⁵, $R_1(t)$ (referência ou SV de vazão) e $R_2(t) = N_{br}$ (referência ou SV de quantidade de queimadores), $i(t) = n_{10}(t)$, definindo como variáveis auxiliares $z_1(t)$ sendo o valor quadrático da posição da válvula de controle $x_{c9}(t)$ linearizada por partes conforme Eq. 3.73,

¹⁵ Aspa simples (') denota matriz transposta.

$z_2(t) = K_a(x_{FVeq}, i(t))$ (dado pela Eq. 3.74), $z_3(t)$ sendo o valor quadrático da vazão $x_{c10}(t)$ linearizada por partes conforme Eq. 3.73, $z_4(t) = p_{B10}(t)$, $z_5(t)$ sendo o valor quadrático da vazão $x_{c11}(t)$ linearizada por partes conforme Eq. 3.73, $z_6(t) = p_B(t)$, $z_7(t)$ a vazão estimada em um queimador, linearizada por partes, $z_8(t) = q_{B11C}$, $z_9(t) = q_{B12C}$, $z_{10}(t) = q_{B13C}$, $z_{11}(t) = q_{B14C}$, $z_{12}(t) = q_{B11D}$, $z_{13}(t) = q_{B12D}$, $z_{14}(t) = q_{B13D}$, $z_{15}(t) = q_{B14D}$, $z_{16}(t) = z_8(t) + z_9(t) + z_{10}(t) + z_{11}(t) + z_{12}(t) + z_{13}(t) + z_{14}(t) + z_{15}(t)$ e discretizando as Eq. 3.55 a 3.69 e 3.80, então:

$$x_{c1}(t) = \begin{cases} x_{c1}(t-1) - vT_s, & \text{se } i(t) = 0 \text{ e } x_{c1}(t) \geq 0 \\ x_{c1}(t-1) + vT_s, & \text{se } i(t) \geq 1 \text{ e } x_{c1}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.81)$$

$$x_{c2}(t) = \begin{cases} x_{c2}(t-1) - vT_s, & \text{se } i(t) < 2 \text{ e } x_{c2}(t) \geq 0 \\ x_{c2}(t-1) + vT_s, & \text{se } i(t) \geq 2 \text{ e } x_{c2}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.82)$$

$$x_{c3}(t) = \begin{cases} x_{c3}(t-1) - vT_s, & \text{se } i(t) < 3 \text{ e } x_{c3}(t) \geq 0 \\ x_{c3}(t-1) + vT_s, & \text{se } i(t) \geq 3 \text{ e } x_{c3}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.83)$$

$$x_{c4}(t) = \begin{cases} x_{c4}(t-1) - vT_s, & \text{se } i(t) < 4 \text{ e } x_{c4}(t) \geq 0 \\ x_{c4}(t-1) + vT_s, & \text{se } i(t) \geq 4 \text{ e } x_{c4}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.84)$$

$$x_{c5}(t) = \begin{cases} x_{c5}(t-1) - vT_s, & \text{se } i(t) < 5 \text{ e } x_{c5}(t) \geq 0 \\ x_{c5}(t-1) + vT_s, & \text{se } i(t) \geq 5 \text{ e } x_{c5}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.85)$$

$$x_{c6}(t) = \begin{cases} x_{c6}(t-1) - vT_s, & \text{se } i(t) < 6 \text{ e } x_{c6}(t) \geq 0 \\ x_{c6}(t-1) + vT_s, & \text{se } i(t) \geq 6 \text{ e } x_{c6}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.86)$$

$$x_{c7}(t) = \begin{cases} x_{c7}(t-1) - vT_s, & \text{se } i(t) < 7 \text{ e } x_{c7}(t) \geq 0 \\ x_{c7}(t-1) + vT_s, & \text{se } i(t) \geq 7 \text{ e } x_{c7}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.87)$$

$$x_{c8}(t) = \begin{cases} x_{c8}(t-1) - vT_s, & \text{se } i(t) < 8 \text{ e } x_{c8}(t) \geq 0 \\ x_{c8}(t-1) + vT_s, & \text{se } i(t) \geq 8 \text{ e } x_{c8}(t) < 1 \end{cases} \quad (3.88)$$

$$x_{c9}(t) = x_{c9}(t-1) + K_p(1 + T_s/T_i)(R - x_{c11}(t)) 100/M_{FVeq} \quad (3.89)$$

$$x_{C10}(t) = \left(1 - \frac{T_s}{\tau_{Beq}(i(t))}\right) x_{C10}(t-1) + \frac{T_s}{\tau_{Beq}(i(t))} z_{16}(t) \quad (3.90)$$

$$x_{C11}(t) = \left(1 - \frac{T_s}{\tau_{B10}(i(t))}\right) x_{C11}(t-1) + \frac{T_s}{\tau_{B10}(i(t))} x_{C10}(t) \quad (3.91)$$

$$z_1(t) = \begin{cases} (0,05x_{C9}(t)/100)100^2, \text{ se } 0,00 \leq x_{C9}(t)/100 \leq 0,05 \\ (0,15x_{C9}(t)/100 - 0,005)100^2, \text{ se } 0,05 \leq x_{C9}(t)/100 \leq 0,10 \\ (0,30x_{C9}(t)/100 - 0,020)100^2, \text{ se } 0,10 \leq x_{C9}(t)/100 \leq 0,20 \\ (0,50x_{C9}(t)/100 - 0,060)100^2, \text{ se } 0,20 \leq x_{C9}(t)/100 \leq 0,30 \\ (0,75x_{C9}(t)/100 - 0,135)100^2, \text{ se } 0,30 \leq x_{C9}(t)/100 \leq 0,45 \\ (1,05x_{C9}(t)/100 - 0,270)100^2, \text{ se } 0,45 \leq x_{C9}(t)/100 \leq 0,60 \\ (1,40x_{C9}(t)/100 - 0,480)100^2, \text{ se } 0,60 \leq x_{C9}(t)/100 \leq 0,80 \\ (1,80x_{C9}(t)/100 - 0,800)100^2, \text{ se } 0,80 \leq x_{C9}(t)/100 \leq 1,00 \end{cases}$$

$$z_2(t) = a_2(i(t)) * z_1(t) + a_1(i(t)) * x_{C9}(t) + a_0(i(t)) \quad (3.93)$$

$$z_3(t) = \begin{cases} (0,05x_{C10}(t)/M_{BFG})M_{BFG}^2, \text{ se } 0,00 \leq x_{C10}(t)/M_{BFG} \leq 0,05 \\ (0,15x_{C10}(t)/M_{BFG} - 0,005)M_{BFG}^2, \text{ se } 0,05 \leq x_{C10}(t)/M_{BFG} \leq 0,10 \\ (0,30x_{C10}(t)/M_{BFG} - 0,020)M_{BFG}^2, \text{ se } 0,10 \leq x_{C10}(t)/M_{BFG} \leq 0,20 \\ (0,50x_{C10}(t)/M_{BFG} - 0,060)M_{BFG}^2, \text{ se } 0,20 \leq x_{C10}(t)/M_{BFG} \leq 0,30 \\ (0,75x_{C10}(t)/M_{BFG} - 0,135)M_{BFG}^2, \text{ se } 0,30 \leq x_{C10}(t)/M_{BFG} \leq 0,45 \\ (1,05x_{C10}(t)/M_{BFG} - 0,270)M_{BFG}^2, \text{ se } 0,45 \leq x_{C10}(t)/M_{BFG} \leq 0,60 \\ (1,40x_{C10}(t)/M_{BFG} - 0,480)M_{BFG}^2, \text{ se } 0,60 \leq x_{C10}(t)/M_{BFG} \leq 0,80 \\ (1,80x_{C10}(t)/M_{BFG} - 0,800)M_{BFG}^2, \text{ se } 0,80 \leq x_{C10}(t)/M_{BFG} \leq 1,00 \end{cases} \quad (3.94)$$

$$z_4(t) = p_{B0} - K_{FE10}z_3(t) \quad (3.95)$$

$$z_5(t) = \begin{cases} (0,05x_{C11}(t)/M_{FVeq})M_{FVeq}^2, \text{ se } 0,00 \leq x_{C11}(t)/M_{FVeq} \leq 0,05 \\ (0,15x_{C11}(t)/M_{FVeq} - 0,005)M_{FVeq}^2, \text{ se } 0,05 \leq x_{C11}(t)/M_{FVeq} \leq 0,10 \\ (0,30x_{C11}(t)/M_{FVeq} - 0,020)M_{FVeq}^2, \text{ se } 0,10 \leq x_{C11}(t)/M_{FVeq} \leq 0,20 \end{cases} \quad (3.96a)$$

$$z_5(t) = \begin{cases} (0,50x_{C11}(t)/M_{FVeq} - 0,060)M_{FVeq}^2, \text{ se } 0,20 \leq x_{C11}(t)/M_{FVeq} \leq 0,30 \\ (0,75x_{C11}(t)/M_{FVeq} - 0,135)M_{FVeq}^2, \text{ se } 0,30 \leq x_{C11}(t)/M_{FVeq} \leq 0,45 \\ (1,05x_{C11}(t)/M_{FVeq} - 0,270)M_{FVeq}^2, \text{ se } 0,45 \leq x_{C11}(t)/M_{FVeq} \leq 0,60 \\ (1,40x_{C11}(t)/M_{FVeq} - 0,480)M_{FVeq}^2, \text{ se } 0,60 \leq x_{C11}(t)/M_{FVeq} \leq 0,80 \\ (1,80x_{C11}(t)/M_{FVeq} - 0,800)M_{FVeq}^2, \text{ se } 0,80 \leq x_{C11}(t)/M_{FVeq} \leq 1,00 \end{cases} \quad (3.96b)$$

$$z_6(t) = z_4(t) - (K_{am} + K_{ac} + K_{ad})z_5(t) \quad (3.97)$$

$$z_7(t) = \begin{cases} a_{cv1}(z_6(t) - p_{bf}) + b_{cv1}, \text{ se } i(t) \leq 2 \text{ e } z_6(t) - p_{bf} < \Delta p_1 \\ a_{cv2}(z_6(t) - p_{bf}) + b_{cv2}, \text{ se } i(t) \leq 2 \text{ e } z_6(t) - p_{bf} \geq \Delta p_1 \\ a_{cv3}(z_6(t) - p_{bf}) + b_{cv3}, \text{ se } 2 < i(t) \leq 4 \text{ e } z_6(t) - p_{bf} < \Delta p_2 \\ a_{cv4}(z_6(t) - p_{bf}) + b_{cv4}, \text{ se } 2 < i(t) \leq 4 \text{ e } z_6(t) - p_{bf} \geq \Delta p_2 \\ a_{cv5}(z_6(t) - p_{bf}) + b_{cv5}, \text{ se } 4 < i(t) \leq 6 \text{ e } z_6(t) - p_{bf} < \Delta p_3 \\ a_{cv6}(z_6(t) - p_{bf}) + b_{cv6}, \text{ se } 4 < i(t) \leq 6 \text{ e } z_6(t) - p_{bf} \geq \Delta p_3 \\ a_{cv7}(z_6(t) - p_{bf}) + b_{cv7}, \text{ se } 6 < i(t) \leq 8 \text{ e } z_6(t) - p_{bf} < \Delta p_4 \\ a_{cv8}(z_6(t) - p_{bf}) + b_{cv8}, \text{ se } 6 < i(t) \leq 8 \text{ e } z_6(t) - p_{bf} \geq \Delta p_4 \end{cases} \quad (3.98)$$

$$z_8(t) = \begin{cases} K_{BV}x_{C1}(t), \text{ se } i(t) < 1 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \\ z_7(t), \text{ se } i(t) \geq 1 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \end{cases} \quad (3.99)$$

$$z_9(t) = \begin{cases} K_{BV}x_{C2}(t), \text{ se } i(t) < 2 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \\ z_7(t), \text{ se } i(t) \geq 2 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \end{cases} \quad (3.100)$$

$$z_{10}(t) = \begin{cases} K_{BV}x_{C3}(t), \text{ se } i(t) < 3 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \\ z_7(t), \text{ se } i(t) \geq 3 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \end{cases} \quad (3.101)$$

$$z_{11}(t) = \begin{cases} K_{BV}x_{C4}(t), \text{ se } i(t) < 4 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \\ z_7(t), \text{ se } i(t) \geq 4 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \end{cases} \quad (3.102)$$

$$z_{12}(t) = \begin{cases} K_{BV}x_{C5}(t), \text{ se } i(t) < 5 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \\ z_7(t), \text{ se } i(t) \geq 5 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \end{cases} \quad (3.103)$$

$$z_{13}(t) = \begin{cases} K_{BV}x_{C6}(t), & \text{se } i(t) < 6 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \\ z_7(t), & \text{se } i(t) \geq 6 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \end{cases} \quad (3.104)$$

$$z_{14}(t) = \begin{cases} K_{BV}x_{C7}(t), & \text{se } i(t) < 7 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \\ z_7(t), & \text{se } i(t) \geq 7 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \end{cases} \quad (3.105)$$

$$z_{15}(t) = \begin{cases} K_{BV}x_{C8}(t), & \text{se } i(t) < 8 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \\ z_7(t), & \text{se } i(t) \geq 8 \text{ e } x_{C9}(t) > 0 \end{cases} \quad (3.106)$$

$$z_{16}(t) = z_8(t) + z_9(t) + z_{10}(t) + z_{11}(t) + z_{12}(t) + z_{13}(t) + z_{14}(t) + z_{15}(t) \quad (3.107)$$

Inclui-se os seguintes parâmetros variantes:

$$a_0(i(t)) = \begin{cases} 2,12295625, & \text{se } i(t) \leq 1 \\ 1,1645, & \text{se } n_{10} = 2 \\ 0,57119375, & \text{se } i(t) = 3 \\ 0,2573, & \text{se } i(t) = 4 \\ 0,13708125, & \text{se } i(t) = 5 \\ 0,1248, & \text{se } i(t) = 6 \\ 0,13471875, & \text{se } n_{10} = 7 \\ 0,0811, & \text{se } i(t) = 8 \end{cases} \quad (3.108)$$

$$a_1(i(t)) = \begin{cases} -3,74368125, & \text{se } n_{10} \leq 1 \\ -2,0356, & \text{se } i(t) = 2 \\ -0,99189375, & \text{se } i(t) = 3 \\ -0,4534, & \text{se } i(t) = 4 \\ -0,26095625, & \text{se } i(t) = 5 \\ -0,2554, & \text{se } i(t) = 6 \\ -0,27756875, & \text{se } i(t) = 7 \\ -0,1683, & \text{se } i(t) = 8 \end{cases} \quad (3.109)$$

$$a_2(i(t)) = \begin{cases} 1,62059375, \text{ se } i(t) \leq 1 \\ 0,8711, \text{ se } i(t) = 2 \\ 0,42073125, \text{ se } i(t) = 3 \\ 0,1961, \text{ se } i(t) = 4 \\ 0,12381875, \text{ se } i(t) = 5 \end{cases} \quad (3.110a)$$

$$a_2(i(t)) = \begin{cases} 0,1305, \text{ se } i(t) = 6 \\ 0,14275625, \text{ se } i(t) = 7 \\ 0,0872, \text{ se } i(t) = 8 \end{cases} \quad (3.110b)$$

$$K_{am} = \begin{cases} 0, \text{ se } 10x_{c11}(t) < 1 \\ 1/10, \text{ se } 1 \leq 10x_{c11}(t) < 2 \\ 2/10, \text{ se } 2 \leq 10x_{c11}(t) < 3 \\ 3/10, \text{ se } 3 \leq 10x_{c11}(t) < 4 \\ 4/10, \text{ se } 4 \leq 10x_{c11}(t) < 5 \\ 5/10, \text{ se } 5 \leq 10x_{c11}(t) < 6 \\ 6/10, \text{ se } 6 \leq 10x_{c11}(t) < 7 \\ 7/10, \text{ se } 7 \leq 10x_{c11}(t) < 8 \\ 8/10, \text{ se } 8 \leq 10x_{c11}(t) < 9 \\ 9/10, \text{ se } 9 \leq 10x_{c11}(t) < 10 \end{cases} \quad (3.111)$$

$$K_{ac} = \begin{cases} 0/100, \text{ se } 100x_{c11}(t) - 100K_{am} < 1 \\ 1/100, \text{ se } 1 \leq 100x_{c11}(t) - 100K_{am} < 2 \\ 2/100, \text{ se } 2 \leq 100x_{c11}(t) - 100K_{am} < 3 \\ 3/100, \text{ se } 3 \leq 100x_{c11}(t) - 100K_{am} < 4 \\ 4/100, \text{ se } 4 \leq 100x_{c11}(t) - 100K_{am} < 5 \end{cases} \quad (3.112a)$$

$$K_{ac} = \begin{cases} 5/100, \text{ se } 5 \leq 100x_{C11}(t) - 100K_{am} < 6 \\ 6/100, \text{ se } 6 \leq 100x_{C11}(t) - 100K_{am} < 7 \\ 7/100, \text{ se } 7 \leq 100x_{C11}(t) - 100K_{am} < 8 \\ 8/100, \text{ se } 8 \leq 100x_{C11}(t) - 100K_{am} < 9 \\ 9/100, \text{ se } 9 \leq 100x_{C11}(t) - 100K_{am} < 10 \end{cases} \quad (3.112b)$$

$$K_{ad} = \begin{cases} 0, \text{ se } 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 1 \\ 1/1000, \text{ se } 1 \leq 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 2 \\ 2/1000, \text{ se } 2 \leq 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 3 \\ 3/1000, \text{ se } 3 \leq 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 4 \\ 4/1000, \text{ se } 4 \leq 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 5 \\ 5/1000, \text{ se } 5 \leq 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 6 \\ 6/1000, \text{ se } 6 \leq 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 7 \\ 7/1000, \text{ se } 7 \leq 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 8 \\ 8/1000, \text{ se } 8 \leq 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 9 \\ 9/1000, \text{ se } 9 \leq 1000x_{C11}(t) - 1000K_{am} - 1000K_{ac} < 10 \end{cases} \quad (3.113)$$

e as seguintes restrições:

$$0 < x_{C1}(t) < 100; 0 < x_{C2}(t) < 100; 0 < x_{C3}(t) < 100; 0 < x_{C4}(t) < 100; 0 < x_{C5}(t) < 100;$$

$$0 < x_{C6}(t) < 100; 0 < x_{C7}(t) < 100; 0 < x_{C8}(t) < 100; 0 < x_{C9}(t) < 100; 0 \leq z_4(t) \leq p_{B0};$$

$$\Delta p_{min} \leq z_6(t) - p_{bf} \leq \Delta p_{max}; \quad 0 \leq z_8 \leq q_{max}; \quad 0 \leq z_9 \leq q_{max}; \quad 0 \leq z_{10} \leq q_{max}; \quad 0 \leq$$

$$z_{11} \leq q_{max}; \quad 0 \leq z_{12} \leq q_{max}; \quad 0 \leq z_{13} \leq q_{max}; \quad 0 \leq z_{14} \leq q_{max}; \quad 0 \leq z_{15} \leq q_{max}; \quad 0 <$$

$$x_{C10}(t) < M_{BFG}; \text{ e } 0 < x_{C11}(t) < M_{FVeq}.$$

Os estados contínuos de temporizadores das máquinas de estado dos ignitores (8 temporizadores), estabilizadores (16 temporizadores) e queimadores (24 temporizadores) não foram detalhados nas equações acima, mas fazem parte do modelo do sistema de queimadores de BFG. Além disso, algumas variáveis que sejam de interesse para controle ou monitoramen-

to podem ser redefinidas como variáveis de estado na codificação do modelo por meio da linguagem HYSDEL. Portanto, a quantidade de estados do modelo pode diferir da quantidade detalhada acima.

3.3.2.1.5 Modelo DHA do sistema de queimadores de BFG

Devido à equivalência existente entre modelos (descrita na **Seção 3.2.3**), o modelo MLD pode ser obtido a partir do modelo DHA do sistema. Dessa maneira, o modelo MLD do sistema de queimadores de BFG pode ser definido pelo seguinte conjunto de equações, cujas equivalências aos elementos do modelo DHA (SAS, EG e MS) são indicados à esquerda:

$$\text{SAS: } \left\{ \begin{array}{l} \text{Eq. 3.81 a 3.114} \end{array} \right. \quad (3.114a)$$

$$\text{EG: } \left\{ \begin{array}{l} \delta_{e11} = [x_{11}(t) \leq 10 \text{ mmH}_2\text{O}] \\ \delta_{e20} = [x_{20}(t) \leq 10 \text{ mmH}_2\text{O}] \\ \delta_{0B1ij} = [x_{B1ij}(t) \geq 0], \text{ para } i = 1, 2, 3, 4; \text{ e } j = \text{C, D.} \\ \delta_{1B1ij} = [x_{B1ij}(t) < 1], \text{ para } i = 1, 2, 3, 4; \text{ e } j = \text{C, D.} \end{array} \right. \quad (3.114b)$$

$$\text{MS: } \left\{ \begin{array}{l} \text{Eq. 3.4} \end{array} \right. \quad (3.114c)$$

A transcrição do modelo DHA para código fonte em linguagem HYSDEL possibilita gerar o modelo MLD equivalente. Devido à similaridade existente entre equipamentos (por exemplo: ignitores, estabilizadores de chama e queimadores), para facilitar o entendimento e possibilitar a modularização (aplicação em escala) dos modelos, o código fonte correspondente foi escrito por tipo de equipamento. O **Capítulo 4**, a seguir, contém o detalhamento da implementação do modelo por meio da linguagem HYSDEL.

O modelo DHA descrito pela Eq. 3.114 deve ser entendido como o formato conceitual de como os elementos do sistema híbrido precisam ser organizados para possibilitar a sua transcrição para a linguagem HYSDEL e, por conseguinte, obter o modelo MLD do sistema. Na HYSDEL todas as equações precisam ter relações lineares entre si. Para tratar as não

linearidades do sistema, tratar eventos relacionados à duração de tempo (temporização) e também estabelecer ligações entre os vários subsistemas, na prática, várias outras variáveis auxiliares precisam ser incluídas. Essas variáveis auxiliares são aplicadas principalmente no gerador de eventos (EG) e na máquina de estados (MS) e não estão detalhadas no modelo acima (desenvolvido e comentado nas seções anteriores), mas o detalhamento é útil para implementação do modelo na linguagem HYSDEL.

3.3.2.2 Modelagem do sistema de queimadores de alcatrão

Os queimadores de alcatrão apresentam maior complexidade de processo e de operação. Os tipos mais comuns de queimadores possuem forma semelhante a de um maçarico. Possuem uma haste (ou lança) constituída por dois ou três tubos, cuja extremidade por onde sai o combustível contém dispositivos especiais para atomizar o óleo, antes de injetá-lo na fornalha, visando facilitar a combustão de todo o óleo entregue ao queimador.

A atomização do óleo, geralmente, é realizada com vapor e, portanto, uma válvula *on-off* para liberação ou bloqueio do fluxo de vapor de atomização é requerida, além da válvula de bloqueio de combustível.

O alcatrão é um óleo que pode se solidificar a baixas temperaturas ($< 65^{\circ}\text{C}$). Por isso, toda vez que um queimador de alcatrão é desligado, é necessário injetar um fluxo de vapor pelo mesmo percurso pelo qual o alcatrão é injetado no queimador para efetuar uma limpeza dos tubos do queimador, antes do resfriamento do mesmo, visando prevenir a possibilidade de entupimento do queimador, caso alguma porção de óleo permaneça nele. Esse procedimento de limpeza com vapor é chamado de purga do queimador de alcatrão. Por isso, mais uma válvula é requerida para realização da purga de cada queimador de alcatrão.

Além das questões mencionadas acima, o queimador possui acionamentos pneumáticos para inserção e extração do mesmo na fornalha, pois quando não há fluxo de óleo pelo queimador, caso o mesmo permaneça inserido na fornalha, o excesso de calor irradiado da fornalha para o queimador pode causar aquecimento e danos ao queimador.

Dessa maneira, para acendimento de um queimador de alcatrão, os seguintes passos devem ser realizados pelo BMS:

- (1º) Confirmar se a purga da fornalha foi realizada;
- (2º) Acender ignitores;
- (3º) Inserir lança/queimador;
- (4º) Realizar purga de pré-partida;
- (5º) Abrir válvula de vapor de atomização;
- (6º) Abrir válvula de alimentação de óleo para acendimento do queimador.

O modelo para o sistema de queimadores de alcatrão deve seguir desenvolvimento similar ao realizado para o BFG, mas terá um grau de complexidade maior, não sendo aplicável também o uso de estabilizadores.

Para mais informações sobre tipos e operação de queimadores, recomenda-se a leitura de STULTZ e KITTO (2005), DUKELOW (1991) e PERA (1990).

3.4 CONTROLE PREDITIVO DO SISTEMA MLD

3.4.1 Introdução

Conforme observado nas seções anteriores, uma grande quantidade de situações pode ser modelada por meio da estrutura MLD. Segundo Bemporad, Mignone e Morari

(1999), encontrar uma estratégia de controle que estabilize um sistema MLD não é fácil porque o sistema não é linear nem suave, mas o controle preditivo baseado em modelo (MPC) fornece ferramentas que possibilitam a realização desta tarefa com sucesso.

Para um sistema MLD descrito pela Eq. 3.1, considere o seguinte problema: dado um estado inicial x_0 e um tempo final T , encontre (caso exista) uma sequência de controle $u_0^{T-1} \triangleq \{u(0), u(1), \dots, u(T-1)\}$ que transfere o estado de x_0 para x_f e minimiza o índice de desempenho

$$J(u_0^{T-1}, x_0) \triangleq \sum_{t=0}^{T-1} \|u(t) - u_f\|_{Q_1}^2 + \|\delta(t, x_0, u_0^t) - \delta_f\|_{Q_2}^2 + \|z(t, x_0, u_0^t) - z_f\|_{Q_3}^2 + \|x(t, x_0, u_0^t) - x_f\|_{Q_4}^2 + \|y(t, x_0, u_0^t) - y_f\|_{Q_5}^2, \quad (3.115)$$

sujeito à restrição terminal

$$x(T, x_0, u_0^{T-1}) \triangleq x_f \quad (3.116)$$

e às dinâmicas do sistema MLD (3.1a), onde $\|x\|_{Q_i}^2 \triangleq x' Q_i x$; $Q_i = Q_i' \geq 0$, $i = 1, \dots, 5$, são matrizes de pesos dadas e x_f , u_f , δ_f , z_f e y_f satisfazem a Eq. 3.1 em regime permanente para $x(t+1) = x(t) = x_f$.

Este problema pode ser resolvido por programação quadrática inteira-mista (MIQP – *Mixed-Integer Quadratic Program*), em cada passo de tempo t , encontrando uma sequência de entrada $\{u^*(t+k)\}_{k=0, \dots, T-1}$. Então, apenas o primeiro elemento da sequência de entrada é aplicado à planta, ou seja, $u(t) = u^*(t+0)$ e todo o procedimento de otimização é repetido no instante $t+1$, quando novas medições $x(t+1)$ estão disponíveis.

Aplicando apropriadamente os conceitos de equilíbrio e estabilidade a sistemas MLD e utilizando argumentos da Teoria de Lyapunov, é possível provar (BEMPORAD; MORARI, 1999) que a lei de controle obtida pela solução repetida das Eq. 3.115 e 3.116, em cada passo de tempo t , estabiliza o sistema. Segundo ainda Bemporad, Mignone e Morari (1999), a utilização de mínimos locais não afeta a estabilidade, embora o desempenho piore.

3.4.2 Controle preditivo da distribuição de combustíveis siderúrgicos

Conforme explicado no **Capítulo 1**, o problema da distribuição de combustíveis siderúrgicos pode ser tratado nos vários níveis da hierarquia de controle de processos industriais. Uma solução para o nível de otimização foi descrita no **Capítulo 2**, incluindo melhorias em relação a modelos de otimização precedentes.

O foco agora é voltado para a solução para o nível de controle avançado em nível supervisorio. Considerando a aplicação de controle preditivo baseado em modelo (MPC) para o controle do sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos, propõe-se a estrutura mostrada na **Figura 3.27**, onde o MPC se encontra inserido entre o nível de otimização (recebendo pontos de ajuste SVs - *set values* - do otimizador) e o nível de controle regulatório (enviando pontos de ajuste SVs para os controladores PI).

O sucesso da aplicação do modelo de otimização depende da ação dos níveis inferiores, de maneira que os volumes de combustíveis (ou conteúdos energéticos) calculados

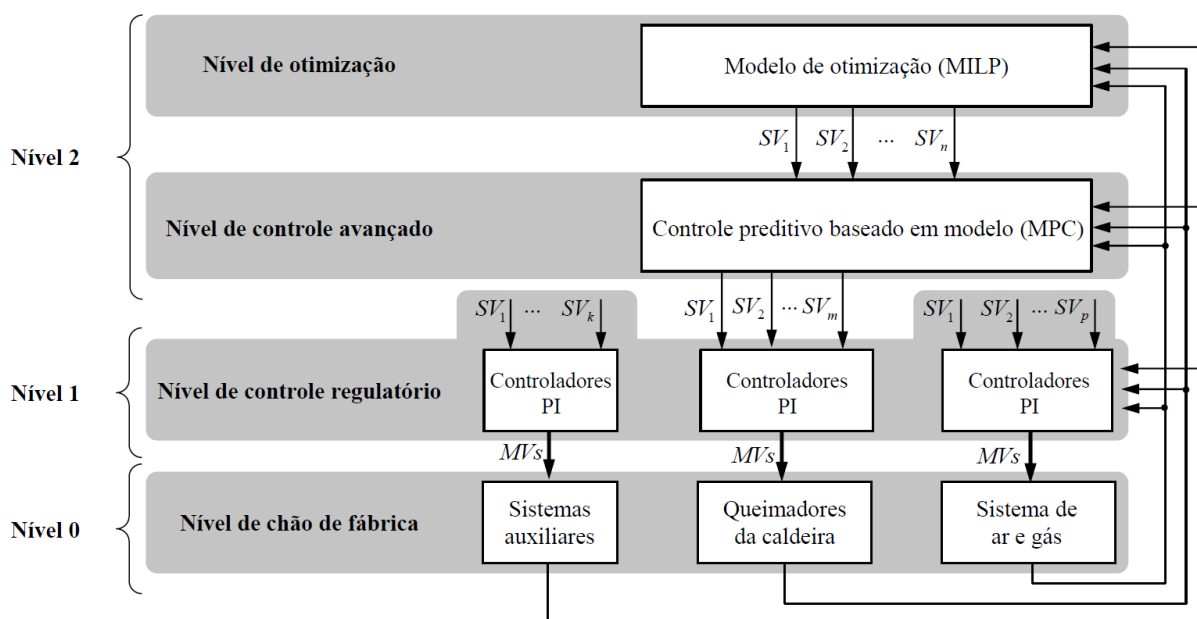


Figura 3.27 - Hierarquia de controle proposta.

Fonte: elaboração própria.

pelo otimizador sejam consumidos pelas caldeiras das centrais termelétricas dentro de cada período de otimização. Por isso, as ações do MPC são direcionadas aos controladores de vazão dos queimadores das caldeiras.

Dependendo do valor de ponto de ajuste requerido pelo otimizador, algumas ações complexas podem ser necessárias no nível 0. Por exemplo, caso o número de queimadores acesos não comporte a vazão de gás requerida, os operadores das caldeiras deverão realizar acendimento(s) de queimador(es). Caso contrário, ou seja, se a vazão requerida estiver abaixo da vazão mínima dos queimadores acesos, então os operadores das caldeiras deverão realizar apagamento(s) de queimador(es). Esses procedimentos de apagamento e acendimento de queimadores, embora possam ser modelados pela estrutura MLD, possuem certo grau de incerteza quanto ao tempo para realização, dado que os acendimentos e apagamentos de queimadores são geralmente supervisionados pelos operadores, sendo necessários comandos manuais dos operadores para iniciar a ação de apagamento ou acendimento. Esta incerteza quanto ao início do procedimento e até mesmo a possibilidade de falhas durante os procedimentos pode ser objeto de estudo voltado para Processos Estocásticos. Entretanto, essa abordagem não faz parte do escopo desta tese. Numa abordagem mais simples, pode-se considerar o tempo médio que os operadores levam para dar início às manobras de acendimento ou apagamento de queimadores sempre que uma mudança de carga (taxa de geração de vapor) é demandada nas caldeiras - com necessidade de acendimento ou apagamento de queimadores - e fazer a inclusão deste atraso médio nos modelos híbridos dos queimadores. Esta condição é equivalente a considerar que os acendimentos serão realizados automaticamente, sem a necessidade de intervenção do operador, porém com um atraso. O modelo MLD do sistema de queimadores de BFG apresentado neste capítulo não considera a possibilidade de atraso devido à necessidade de realização de procedimentos manuais, pelo operador da caldeira.

Dado que é possível incluir restrições no modelo MLD, quando o otimizador demandar qualquer valor de ponto de ajuste de vazão de combustível, o modelo MLD deve ser capaz de reproduzir as ações que serão tomadas pelo BMS, pelo CCS e pelos operadores das caldeiras (caso a ação destes também seja modelada), de maneira que o MPC possa determinar as sequências de ações de controle apropriadas para o alcance dos objetivos definidos no otimizador.

3.5 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO 3

Neste capítulo, as bases da formulação teórica sobre modelagem de sistemas híbridos foram apresentadas, tendo como foco a estrutura dinâmica lógica mista (MLD - *Mixed Logical Dynamical*). Um sistema de queimadores de uma caldeira industrial foi descrito e modelado, fazendo uso desta teoria.

A modelagem híbrida aplicada não envolve apenas equipamentos de processo (chão de fábrica), mas também inclui o sistema de gerenciamento de queimadores (BMS - *Burner Management System*) e parte do sistema de controle de combustão (CCS - *Combustion Control System*). Esta metodologia aplicada a uma caldeira industrial com queimadores de combustíveis siderúrgicos (BFG, COG, LDG e alcatrão) constitui uma das contribuições desta tese. Detalha-se a modelagem do sistema de queimadores de BFG e propõem-se metodologias para determinação de parâmetros do modelo que podem ser similarmente aplicadas à modelagem de sistemas de queimadores de outros tipos de combustíveis.

Ao final do capítulo, realiza-se uma descrição da estratégia proposta para solução do problema da distribuição de combustíveis siderúrgicos, realizando a integração entre o nível de otimização e o nível de controle regulatório. A aplicação desta estratégia e resultados de simulação são descritos no **Capítulo 4**, a seguir.

4 SIMULAÇÕES E ANÁLISES DO SISTEMA HÍBRIDO

4.1 INTRODUÇÃO

Após a modelagem completa do sistema híbrido e definição quanto à aplicação de controlador preditivo, todo o sistema pode ser simulado computacionalmente. A seguir é feita uma descrição a respeito do desenvolvimento do modelo MLD utilizando a linguagem HYSDEL. Nas seções seguintes são apresentados os resultados das simulações do sistema híbrido dos queimadores de BFG. Dados medidos em uma planta real são utilizados para comparação com respostas obtidas a partir do modelo. A estratégia de controle proposta também é avaliada, destacando-se os benefícios e as oportunidades de melhoria.

A compilação de códigos em HYSDEL e as simulações foram realizadas com o *software* MATLAB, versão 2015a (v. 8.0.5.197613), em microcomputador com sistema operacional Windows 7, de 64 bits, processador Intel i5-3570 (*clock* de 3,4 GHz), 8 GB de memória RAM e 500 GB de disco rígido.

4.2 DESENVOLVIMENTO DO MODELO MLD UTILIZANDO HYSDEL

4.2.1 Modelo dos ignitores

O código em HYSDEL é composto de duas partes. A primeira, chamada INTERFACE, contém a declaração de todas as variáveis e parâmetros. A segunda parte, IMPLEMENTATION, é composta de seções especializadas, onde as relações entre as

variáveis são descritas. O código fonte aplicável ao sistema híbrido de um ignitor é mostrado na **Tabela 4.1**, onde é possível visualizar estas seções.

A primeira seção, chamada AUX, contém a declaração das variáveis auxiliares utilizadas no modelo. A seção AD possibilita definir variáveis booleanas a partir de variáveis contínuas, sendo baseada nas mesmas semânticas aplicadas no gerador de eventos (EG). A seção DA define como calcular as variáveis contínuas para cada condição lógica (se-então-senão) estabelecida. A seção CONTINUOUS descreve as dinâmicas lineares, expressas por equações a diferenças. A seção LOGIC possibilita especificar funções arbitrárias de variáveis booleanas. Para detalhes sobre a linguagem HYSDEL, recomenda-se a leitura do manual de referência (disponível em TORRISI, F. et al., 2012).

Visando manter compatibilidade com a versão 2.0.5 da linguagem HYSDEL e ter a facilidade de utilização de ferramentas de simulação disponíveis nesta versão, o código fonte elaborado foi conformado às limitações desta versão, mas pode ser melhorado e simplificado caso seja utilizada a versão 3.0 da HYSDEL.

No código fonte da **Tabela 4.1**, uma variável contínua e três variáveis discretas foram declaradas na seção STATE. O estado contínuo refere-se ao tempo decorrido para estabilização de chama do ignitor (conforme indicado no fluxograma da **Figura 3.11**) e os estados discretos indicam se o ignitor está desligado (apagado), em partida (em acendimento) ou ligado (aceso). A máquina de estados mostrada na **Figura 3.14** foi utilizada como referência para implementação dos estados discretos. Quatro variáveis de entrada externas foram declaradas na seção INPUT: comando de partida do ignitor, permissão de partida do ignitor, comando de parada do ignitor e detecção de chama no ignitor. Na seção OUTPUT foram definidas duas variáveis de saída, o estado do ignitor aceso e o valor do temporizador, dado pela variável de estado contínua Timer1. Na seção PARAMETER são declarados dois parâmetros: o tempo de amostragem (T_s) e o tempo de referência para estabilização de chama do ignitor (T_{m1}).

Na parte IMPLEMENTATION do código definem-se: variáveis auxiliares (na seção AUX); relações lógicas (na seção LOGIC); a máquina de estados dos ignitores (na seção AUTOMATA); evento discreto a partir de variável contínua (na seção AD); valores de variáveis contínuas a partir de relações lógicas (na seção DA); valor do estado contínuo (na seção CONTINUOUS); restrições (na seção MUST); e os valores das variáveis de saída (na seção OUTPUT).

Tabela 4.1 - Código HYSDEL do modelo DHA de um sistema ignitor de combustível.

```

/* Modelagem de sistema hibrido: Ignitor de queimador de caldeira industrial */
SYSTEM ignitor {
INTERFACE {
    STATE { REAL Timer1 [0, 100]; /* Estado do temporizador */
            BOOL IgnOff, IgnStart, IgnOn; /* Estados do ignitor */ }
    INPUT { BOOL startup_command;
            BOOL startup_permiss;
            BOOL shutdown_command;
            BOOL flame_detection; }
    OUTPUT { BOOL yd1; /* estado do ignitor aceso */
            REAL yc1; /* valor do temporizador */ }
    PARAMETER { REAL Ts=1;
                REAL Tm1=10; } }
IMPLEMENTATION {
    AUX { REAL timer_value, timer_case1;
          BOOL timerend, desligar; }
    LOGIC { desligar = ((timerend & ~flame_detection & ~IgnOff) | (IgnOn & ~IgnOff &
~flame_detection ))| shutdown_command; }
    /* Atualizacao dos estados discretos */
    AUTOMATA {
        IgnOff = desligar | (IgnOff & (~startup_command | ~startup_permiss)) | (~IgnStart & ~IgnOn);
        IgnStart = (startup_command & startup_permiss) | (IgnStart & ~timerend & ~shutdown_command
& ~IgnOff & ~IgnOn);
        IgnOn = (timerend & flame_detection) | (IgnOn & flame_detection & ~shutdown_command); }
    AD { timerend = Timer1>=Tm1; }
    DA { timer_case1 = { IF (IgnStart & ~timerend) THEN Timer1+Ts ELSE Timer1 };
        timer_value = { IF ~IgnStart THEN 0 ELSE timer_case1 }; }
    CONTINUOUS { Timer1 = timer_value; }
    MUST { ~(startup_command & shutdown_command); }
    OUTPUT { yc1=Timer1; yd1=IgnOn; }
}
}

```

Fonte: elaboração própria.

4.2.2 Modelo dos estabilizadores de chama

O grau de complexidade aumenta um pouco no código fonte HYSDEL aplicável a um estabilizador de chama, conforme pode ser visto no **Anexo A**. De acordo com a sequência de acendimento de um estabilizador de chama, mostrada no fluxograma da **Figura 3.12**, existem três condições que exigem temporização (atraso de tempo): tempo para estabilização de chama do ignitor, tempo para estabilização de chama do estabilizador e tempo para confirmação de abertura da válvula de bloqueio do estabilizador. Para cada etapa de temporização é requerida a existência de uma variável contínua (Timer1, Timer2 e Timer3), declaradas na seção STATE. Outras duas variáveis contínuas também são declaradas: a posição da válvula de bloqueio do estabilizador (que possui tempo de abertura ajustável); e a vazão de combustível (gás). Os três estados discretos declarados indicam se o estabilizador está desligado (apagado), em partida (em acendimento) ou ligado (aceso). Como variáveis de entrada, além dos comandos de partida e parada, permissão de partida e detecção de chama do estabilizador, são incluídas também como entradas a detecção de chama no ignitor e o sinal discreto de confirmação de abertura da válvula de bloqueio do estabilizador (proveniente de chave fim-de-curso instalada na válvula). Como saídas foram definidas uma variável discreta e duas variáveis contínuas, respectivamente: estado do estabilizador ligado (aceso), posição estimada da válvula e vazão calculada. Na seção PARAMETER, são definidos os valores de referência dos temporizadores, os tempos de abertura e de fechamento da válvula do estabilizador e o coeficiente de vazão da válvula. Estes parâmetros são obtidos em digramas lógicos do projeto de engenharia (de automação ou instrumentação) da caldeira ou diretamente no software de configuração do SDCD. A máquina de estados definida na seção AUTOMATA é originada a partir do diagrama da **Figura 3.15**. Devido à pressão de suprimento de gás combustível do estabilizador não sofrer variações significativas e também devido a menor relevância do estabilizador do ponto de vista energético em relação à energia liberada pelo queimador, o cálculo

de vazão do estabilizador foi simplificado, considerando uma relação linear em função da abertura da válvula de controle, ou seja, $q_{B2kj} = K_{EV}x_{B2kj}$, para $k = 1, 2, 3, 4$; e $j = C, D$ (variável ValveFlow da seção CONTINUOUS).

4.2.3 Modelo dos queimadores de BFG

Um código HYSDEL aplicável a um queimador de BFG é mostrado no **Anexo B**. A implementação tem como referência o fluxograma da sequência de acendimento de um queimador de BFG (mostrado na **Figura 3.13**) e a máquina de estados de um queimador de BFG, conforme diagrama da **Figura 3.17**. Para as válvulas dos queimadores de BFG, são aplicadas as equações de cálculo de vazão lineares por partes (Eq. 3.99 a 3.106), descritas na **Seção 3.3.2.1.4**. O cálculo de vazão dos queimadores foi linearizado por partes, em oito intervalos. Na seção AD do código, é definido o critério de detecção dos intervalos e na seção DA o cálculo de vazão é realizado em função do intervalo selecionado, sendo o resultado final da vazão do queimador gravado na variável FlowCurve.

No código mostrado no **Anexo B**, as curvas de vazão dos queimadores foram determinadas a partir de dados de vazão e pressão diferencial de gás medidos na caldeira #1 da ArcelorMittal Tubarão. As curvas de vazão obtidas podem ser vistas nas **Figuras 3.21 e 3.22**. Nesta caldeira, há uma válvula de bloqueio para cada par de queimadores, por isso, são obtidas as curvas de vazão para pares de queimadores, variando de 2, 4, 6 e 8 queimadores.

Os parâmetros aplicados correspondem aos valores efetivamente praticados no sistema de controle da caldeira, em operação.

4.2.4 Modelo completo do sistema de queimadores de BFG

Um código fonte HYSDEL para o modelo completo, contendo 8 ignitores, 8 estabilizadores, 8 queimadores e a tubulação de distribuição de gás aos queimadores, incluindo também a válvula de controle principal, foi elaborado. O programa tem como referência o modelo de sistema DHA descrito na **Seção 3.3.2.1.5** (Eq. 3.114). Ele agrega todos os códigos individuais de cada subsistema (ignitores, estabilizadores, queimadores e tubulação) e as conexões entre eles. Os parâmetros do modelo determinados na **Seção 3.3.2.1.4** são aplicados na seção PARAMETERS do código-fonte HYSDEL.

Nota-se na **Tabela 3.5** que os valores de K_a variam dentro da faixa de 0,010 a 0,500 mmH₂O/(m³/h)². Limitando a resolução de K_a a três casas decimais, o código em HYSDEL foi implementado para realizar a identificação de cada dígito depois da vírgula, até a terceira casa decimal. Na seção AD do código HYSDEL é realizada a verificação de cada dígito por meio de regras lógicas e na seção DA o dígito detectado pelas regras lógicas é aplicado na variável contínua correspondente.

Uma vez concluída a elaboração do código HYSDEL, que é uma representação do modelo DHA do sistema, a execução do código no programa MATLAB gera o modelo MLD equivalente. Após a compilação do código, o MATLAB mostra na tela um resumo das características do modelo MLD gerado, conforme abaixo:

MLD hybrid model generated from the HYSDEL file <bfg_system.hys>

259 states (129 continuous, 130 binary)
77 inputs (4 continuous, 73 binary)
54 outputs (37 continuous, 17 binary)

367 continuous auxiliary variables
529 binary auxiliary variables
3828 mixed-integer linear inequalities

sampling time: 1 MILP solver: 'glpk'

Type S.rowinfo for information about dynamics and constraints.
Type S.symtable for information about variables.

Type "struct(S)" for extra details.

Ao todo o sistema codificado possui 259 estados, sendo 129 estados contínuos e 130 estados discretos. O tempo de amostragem aplicado foi de 1 segundo, que é o tempo de amostragem padrão do SDCD existente, da caldeira #1.

O modelo MLD obtido para o sistema de queimadores de BFG é dado por:

$$x(t+1) = Ax(t) + B_1u(t) + B_2\delta(t) + B_3z(t) \quad (3.47a)$$

$$y(t) = Cx(t) + D_1u(t) + D_2\delta(t) + D_3z(t) \quad (3.47b)$$

$$E_2\delta(t) + E_3z(t) \leq E_1u(t) + E_4x(t) + E_5 \quad (3.47c)$$

onde:

A é uma matriz de dimensão 259×259 ;

D_3 é uma matriz de dimensão 54×367 ;

B_1 é uma matriz de dimensão 259×77 ;

E_2 é uma matriz de dimensão 3784×517 ;

B_2 é uma matriz de dimensão 259×517 ;

E_3 é uma matriz de dimensão 3784×367 ;

B_3 é uma matriz de dimensão 259×367 ;

E_1 é uma matriz de dimensão 3784×77 ;

C é uma matriz de dimensão 54×259 ;

E_4 é uma matriz de dimensão 3784×259 ;

D_1 é uma matriz de dimensão 54×77 ;

E_5 é uma matriz de dimensão 3784×1 .

D_2 é uma matriz de dimensão 54×517 ;

Devido às grandes dimensões das matrizes obtidas, a apresentação das mesmas neste texto é inviável. Recomenda-se a compilação do código-fonte HYSDEL no MATLAB para visualização das mesmas.

Algumas funcionalidades podem ser definidas no código HYSDEL para tornar o código mais enxuto. Por exemplo, caso existam saídas que não sejam utilizadas para controle ou interface com outro sistema, é possível reduzir a quantidade de saídas. Algumas variáveis de entrada também podem ser consideradas como opcionais. Por exemplo, os comandos externos de partida, parada e permissão de partida podem ser suprimidos, assumindo que toda

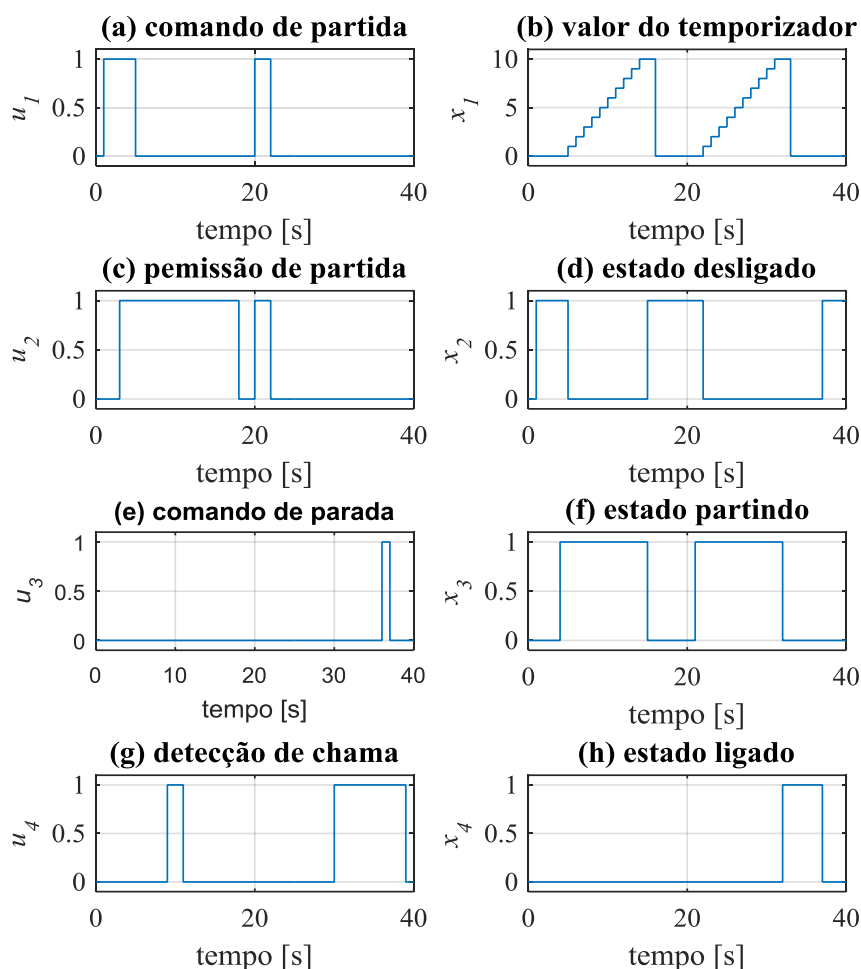


Figura 4.2 - Resultados da simulação do modelo de um ignitor de queimador.

Fonte: elaboração própria.

inclui: comando de partida; permissão de partida; comando de parada; e detecção de chama. Blocos de visualização (*display*) foram incluídos para visualização de todas as entradas, saídas e estados do sistema. Para verificar a execução da sequência de acendimento ou apagamento do ignitor, passo a passo, recomenda-se rodar em Simulink em modo de depuração (*debug*). Também é possível gerar a simulação a partir de linhas de comando no MATLAB, utilizando o comando *sim* do *Hybrid Toolbox*. O **Anexo C** contém um exemplo de código do MATLAB que pode ser utilizado para executar a simulação.

Na **Figura 4.2** é possível observar os resultados da simulação. As entradas aplicadas estão indicadas nos gráficos à esquerda (a, c, e, g) e as saídas geradas pelo modelo nos gráficos à direita (b, d, f, h). Inicialmente, os três estados discretos (desligado, partindo e ligado) estão zerados, então a máquina de estados do ignitor determina que o estado atual do ignitor é ‘desligado’, fazendo $x_2 = 1$. Em seguida, no instante 1 s, é aplicado em um comando de partida do ignitor (u_1), mas inicialmente não há permissão de partida. Por isso, o estado contínuo do temporizador (x_1) não é alterado. A permissão de partida ocorre somente no instante 3 s, fazendo que o ignitor vá para o estado ‘partindo’, iniciando o incremento no valor do temporizador para acendimento e estabilização de chama no ignitor. Como o sinal de detecção de chama (u_4) não se manteve em 1 após o temporizador alcançar o valor de 10 s, então a partida do ignitor foi abortada, retornando o ignitor para o estado ‘desligado’ a partir do instante 15 s. Um novo comando de partida do ignitor é dado no instante 20 s e desta vez o sinal de detecção de chama (u_4) se mantém em 1 após x_1 alcançar valor de 10 s, então o ignitor passa para o estado ‘ligado’ ($x_4 = 1$) (ver fluxograma da **Figura 3.11**). Por fim, no instante 36 s é aplicado um comando de parada do ignitor ($u_3 = 1$), conduzindo o ignitor para o estado ‘desligado’. É importante observar nesta última mudança de estado que embora o sistema tenha sido levado para o estado ‘desligado’, que na realidade implica no fechamento da válvula suprimimento de gás combustível do ignitor, a constatação de detecção de chama (mantendo-se u_4 em 1), não altera o estado do sistema, que é regido por uma sequência lógica.

4.4 SIMULAÇÃO DO MODELO MLD DE UM ESTABILIZADOR DE CHAMA

A estrutura mostrada na **Figura 4.3** foi montada no Simulink para simulação do funcionamento de um estabilizador de chama.

Da mesma maneira realizada para simulação do ignitor, a sequência de variações dos sinais de entrada foram criadas externamente em um vetor ($U(t)$) e blocos de visualização (*display*) foram incluídos para visualização de todas as entradas, saídas e estados do sistema.

A **Figura 4.4** mostra os resultados de um teste realizado no modelo. Inicialmente o estabilizador se encontra no estado ‘desligado’ ($x_6 = 1$ no gráfico h). Em seguida, no instante 2 s, é aplicado sinal de detecção de chama no ignitor ($u_5 = 1$). De acordo com o fluxograma da sequência de acendimento do estabilizador (**Figura 3.12**), é requerido aguardar um tempo de 15 s para a estabilização de chama do ignitor, sendo esta uma das condições para a partida o estabilizador. Esta verificação temporal é realizada por meio do estado x_1 (gráfico b)

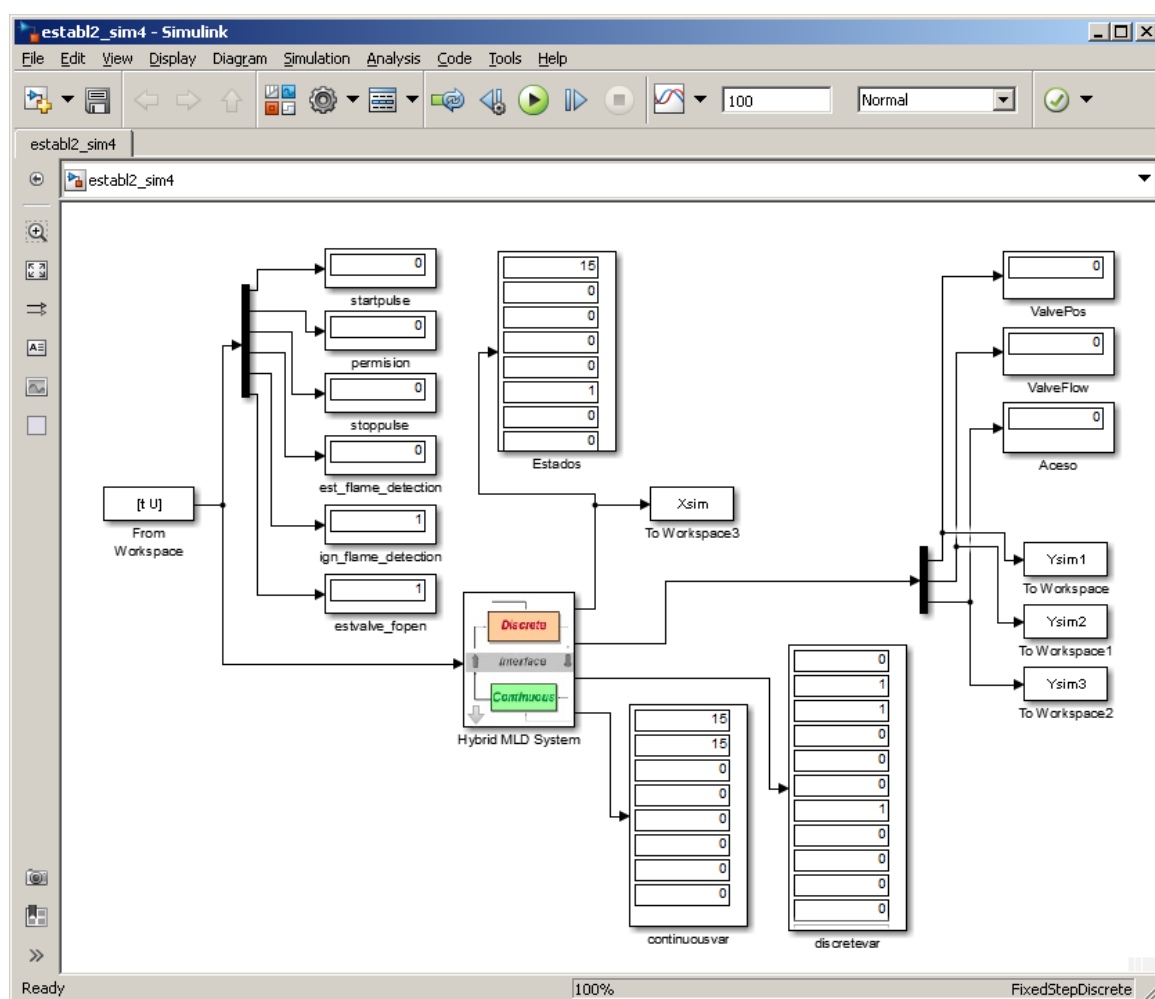


Figura 4.3 – Estrutura montada no Simulink para simulação e análise do modelo de um estabilizador de chama.

Fonte: elaboração própria.

que é continuamente incrementado desde o início da detecção de chama no ignitor, até alcançar 15 s. No instante 3 s é dada a permissão de partida para o estabilizador (u_2 no gráfico c) e no instante 10 s é dado um comando de partida (u_1 no gráfico a). Neste primeiro comando de partida o estado do sistema não é alterado, pois o estado x_1 ainda não alcançou o valor 15 s.

A detecção de chama no estabilizador (u_4 no gráfico g), ocorrida no mesmo ins-

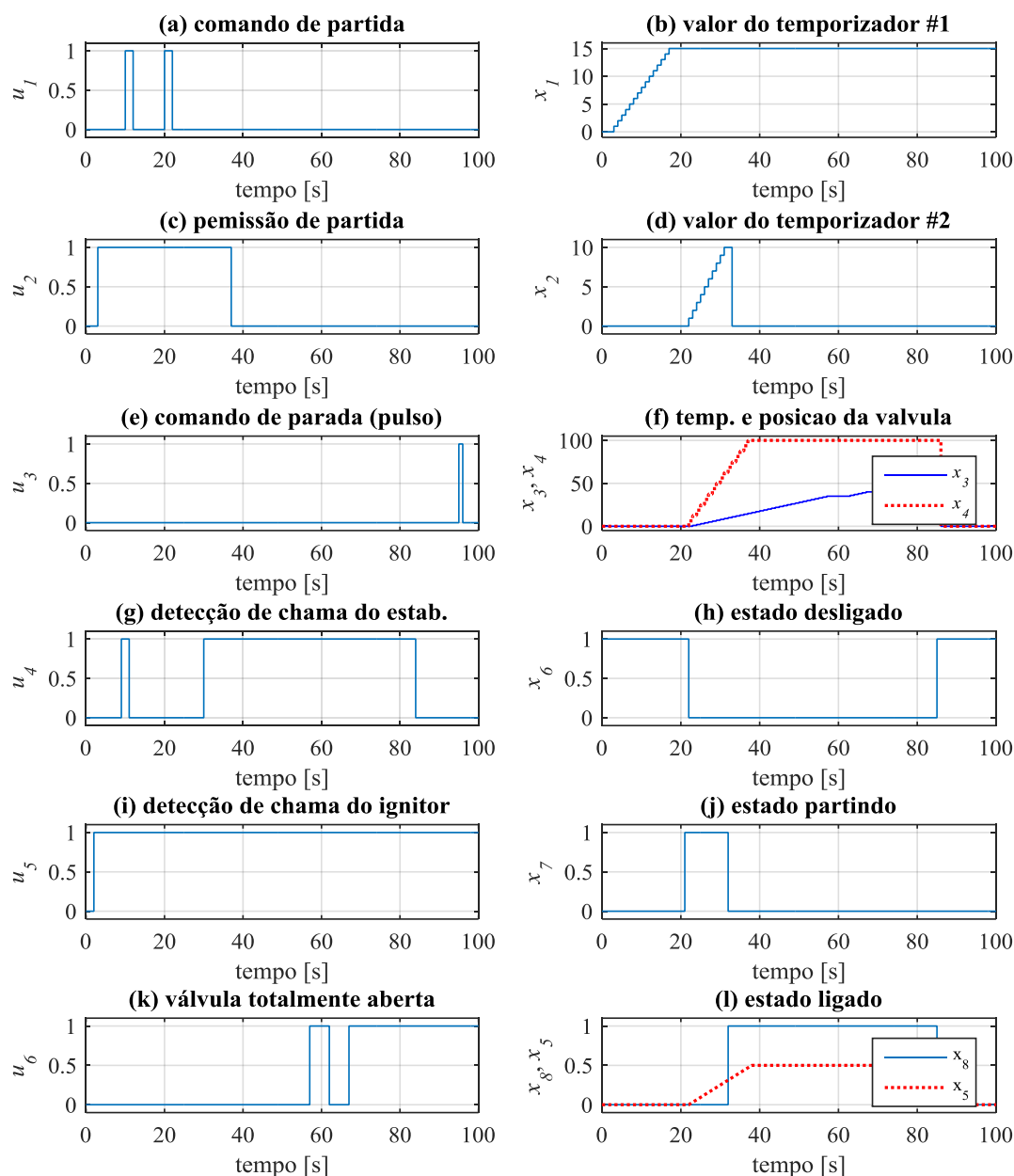


Figura 4.4 - Resultados da simulação do modelo de um estabilizador de chama.

Fonte: elaboração própria.

tante do primeiro comando de partida, também não altera o estado do estabilizador. Somente no segundo comando de partida (aos 20 s) o sistema muda de estado, sendo iniciada a partida do estabilizador¹⁶. O estado x_2 (gráfico d) passa a ser incrementado até alcançar 10 s, para verificação do tempo requerido para estabilização de chama. O estado x_3 (linha contínua do gráfico f) é incrementado para verificação do tempo máximo para confirmação de abertura da válvula de bloqueio do estabilizador (pela entrada u_6 , indicada no gráfico k) e o estado x_4 (linha tracejada do gráfico f) simula a abertura desta válvula. A confirmação da abertura da válvula ocorre aos 57 s, mas no instante 61 s ela é zerada, vindo a retornar somente no instante 66 s. Apesar disso, o estado ‘ligado’ do estabilizador (x_8 no gráfico l) não é alterado, pois há detecção de chama no estabilizador ($u_4=1$) e o tempo requerido para confirmação de abertura da válvula não foi ultrapassado. O estado x_5 (linha tracejada no gráfico l) indica a vazão de gás estimada no estabilizador, neste caso, considerando uma relação linear com a abertura da válvula de bloqueio, conforme explicado no **Capítulo 3**.

4.5 SIMULAÇÃO DO MODELO MLD DE UM QUEIMADOR DE BFG

A simulação do modelo MLD de um queimador de BFG foi realizada diretamente pelo MATLAB, utilizando a função ‘sim’ do *Hybrid Toolbox*. A **Figura 4.5** mostra sinais de entrada e na **Figura 4.6** são mostradas as saídas geradas pelo modelo em um teste realizado¹⁷.

Nesta simulação, a pressão diferencial de BFG no queimador é considerada constante e igual a 120 mmH₂O. Inicialmente não há permissão de partida e o queimador se encontra no estado ‘desligado’ (x_7 na **Figura 4.6(d)**).

¹⁶ Nota: para não sobrecarregar os gráficos, unidades de medida foram omitidas.

¹⁷ Nota: para não sobrecarregar os gráficos, unidades de medida foram omitidas.

Um comando de partida é aplicado no instante 3 s (u_3 na **Figura 4.5(b)**), mas não há mudança de estado do sistema, pois a permissão de partida ocorre entre os instantes 14 e 36 s. Um novo comando de partida é aplicado no instante 20 s, dando início à mudança de estado e partida do ignitor e do estabilizador de chama do queimador (x_{11} na **Figura 4.6(h)**), conforme previsto no fluxograma da sequência de acendimento do queimador (**Figura 3.13**). Inicia-se também o incremento do valor da variável de estado x_3 (**Figura 4.6(b)**), para verificação do tempo decorrido para abertura da válvula do queimador. Havendo a confirmação de chama acesa no ignitor e no estabilizador, aguarda-se 15 s para estabilização de chama, sendo

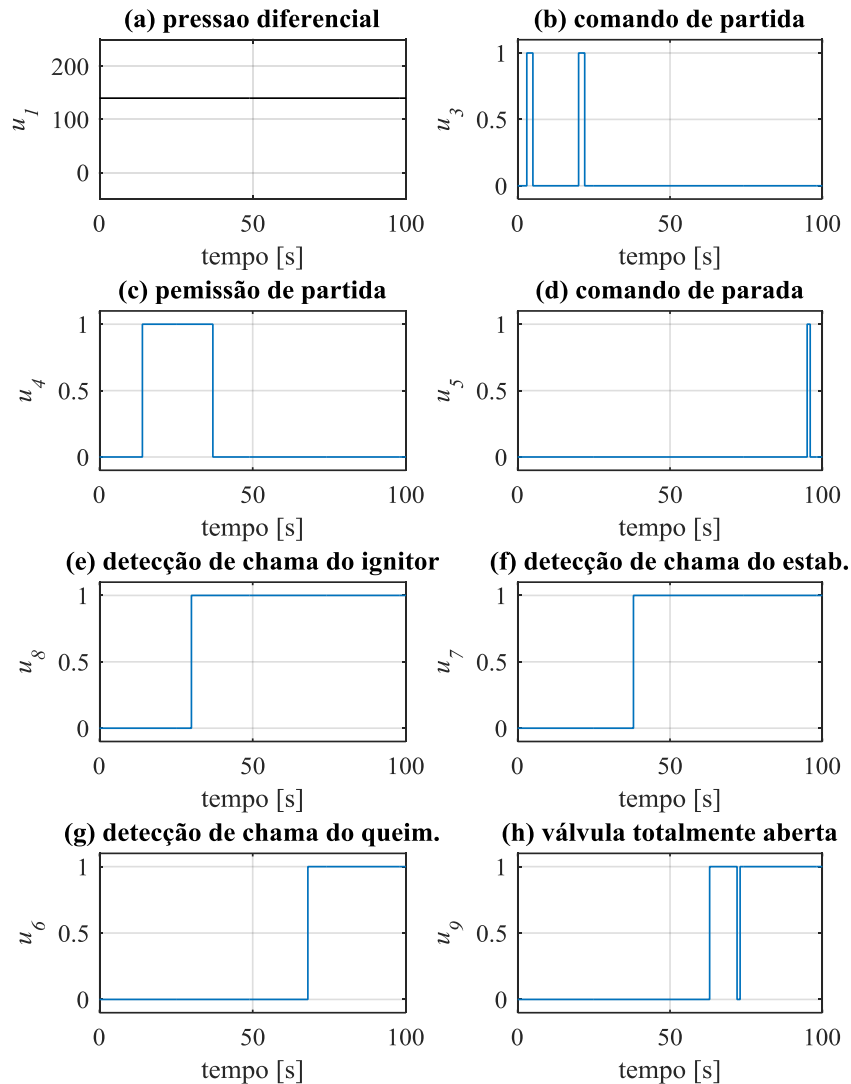


Figura 4.5 - Sinais de entrada aplicados para simulação do modelo de um queimador de BFG.

Fonte: elaboração própria.

esta condição verificada por meio da variável de estado x_1 (**Figura 4.6(a)**). Decorrido o tempo para estabilização de chama do ignitor e do estabilizador, inicia-se a abertura da válvula de bloqueio do queimador, com a mudança para o estado ‘abrindo válvula de queimador’ (x_9 na **Figura 4.6(f)**).

A variação de posição da válvula de bloqueio do queimador e a vazão calculada podem ser observadas nos gráficos da **Figura 4.6 (j) e (k)**. Após abertura completa da válvula de bloqueio, aguarda-se 6 s para confirmação de chama no queimador, cujo tempo é verificado por meio da variável de estado x_2 (**Figura 4.6(c)**). Sendo confirmada a abertura da válvula

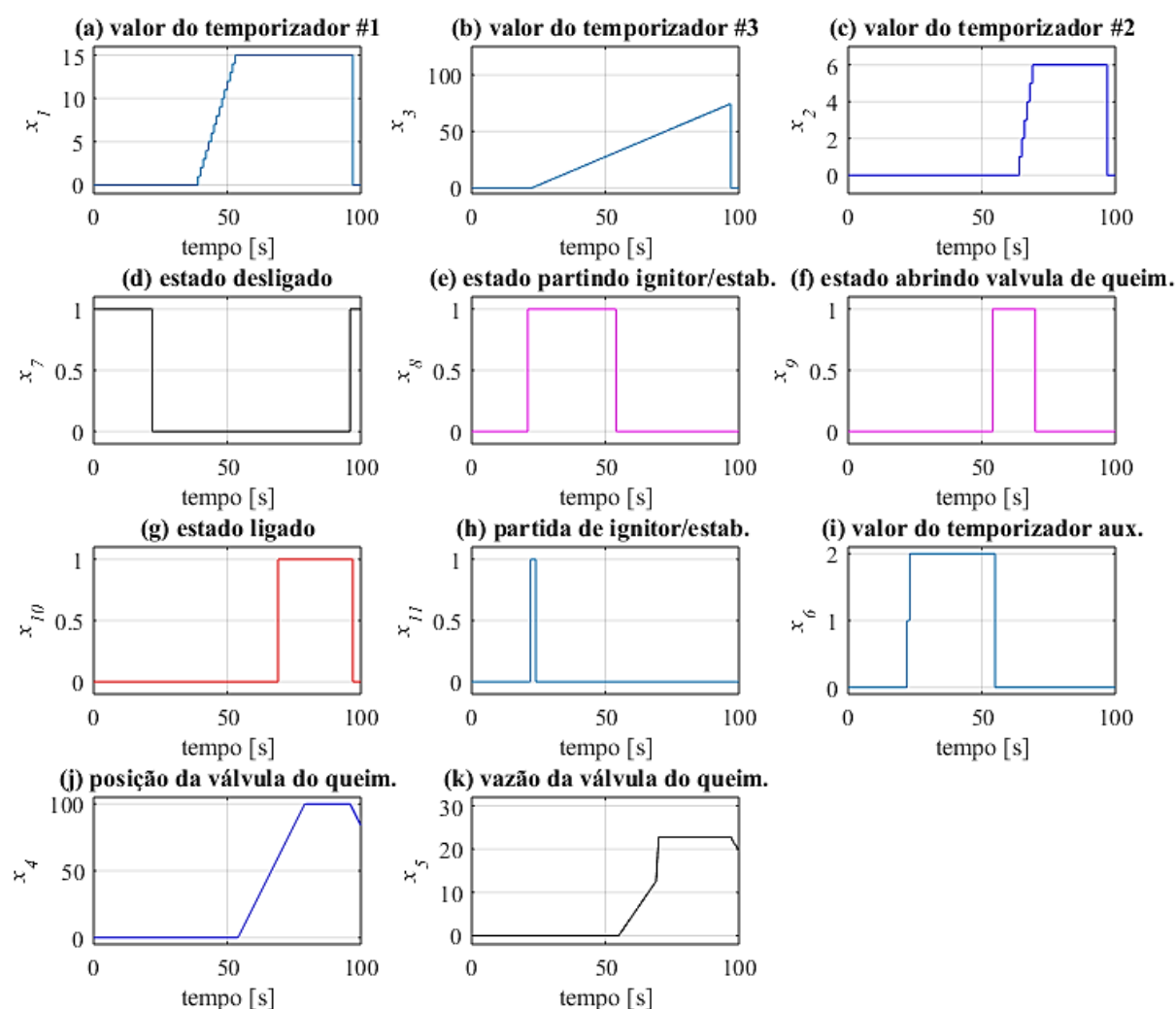


Figura 4.6 - Resultados da simulação do modelo de um queimador de BFG.

Fonte: elaboração própria.

de bloqueio e a detecção de chama no queimador, o queimador se mantém aceso enquanto houver detecção de chama, permanecendo no estado ‘ligado’ (x_{10} na **Figura 4.6(g)**). É provocada uma falha no sinal de válvula aberta (u_9 na **Figura 4.5(h)**), no instante 72 s, após a sequência de acendimento ser concluída e esta falha não provoca mudança de estado do queimador, pois há detecção de chama no queimador. Por fim, um comando de parada do queimador é aplicado no instante 95 s, provocando o fechamento da válvula de bloqueio e a mudança do estado ‘ligado’ para o estado ‘desligado’.

4.6 SIMULAÇÃO DO MODELO MLD DO SISTEMA DE QUEIMADORES DE BFG

A **Figura 4.7** mostra a parte central da estrutura montada para simulação e análise do modelo do sistema de queimadores de BFG. Este modelo completo contém 8 ignitores, 8 estabilizadores, 8 queimadores e a tubulação de distribuição de gás aos queimadores, incluindo a válvula de controle de vazão principal, conforme descrito no **Capítulo 3**.

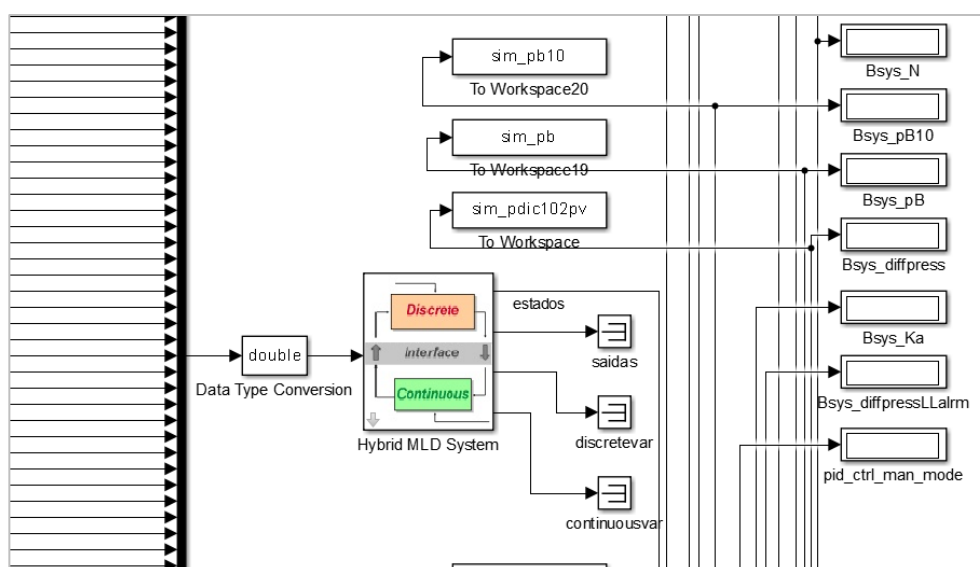


Figura 4.7 – Detalhe da estrutura montada no Simulink para simulação e análise do modelo híbrido.

Fonte: elaboração própria.

A primeira porta de saída do bloco *Hybrid MLD System* contém os 259 estados do sistema multiplexados. A demultiplexação é realizada na parte inferior da estrutura. À esquerda da figura estão as entradas do sistema e à direita as saídas.

Para visualização de todos os 259 estados, janelas de visualização individuais foram colocadas na saída de cada estado. O bloco de conversão de tipo de dados na entrada do bloco *Hybrid MLD System* foi aplicado porque os dados medidos no sistema de controle (SDCD) existente (da caldeira #1, da ArcelorMittal Tubarão), foram salvos no tipo *single* e o bloco MLD requer que os dados sejam do tipo *double*.

Para avaliação das repostas simuladas, dados de pressão de suprimento de BFG e o *set point* de vazão de BFG, medidos em uma planta existente (caldeira #1 da ArcelorMittal Tubarão), foram utilizados para aplicação no modelo MLD proposto, a fim de avaliar as repostas geradas pelo modelo. Também os respectivos comandos de parada e partida de queimadores coletados na planta real foram utilizados para verificar as variações da quantidade requerida de queimadores, simulada pelo modelo. Dessa maneira, para que seja possível comparar as respostas do modelo com as respostas esperadas, medidas em um sistema físico real, os resultados apresentados a seguir contém as repostas simuladas pelo modelo e os correspondentes valores medidos na planta existente.

4.6.1 Primeiro conjunto de dados – Teste #1

Conforme explicado anteriormente no **Capítulo 3**, a caldeira #1 (cujos dados foram medidos para realização das avaliações do modelo) possui uma válvula de bloqueio por par de queimadores, por isso, os queimadores são acesos sempre aos pares.

Nos gráficos da **Figura 4.8**, são mostradas algumas das variáveis discretas simuladas e medidas e na **Figura 4.9** é possível observar os efeitos correspondentes nas variáveis contínuas simuladas e medidas. Neste teste ocorrem duas ações de acendimento de queimadores, passando primeiramente de uma quantidade de 4 para 6 queimadores e posteriormente de 6 para 8 queimadores. Os comandos de acendimento de queimador, mostrados nos gráficos a e b da **Figura 4.8**, mostram que as respostas do modelo foram praticamente coincidentes com

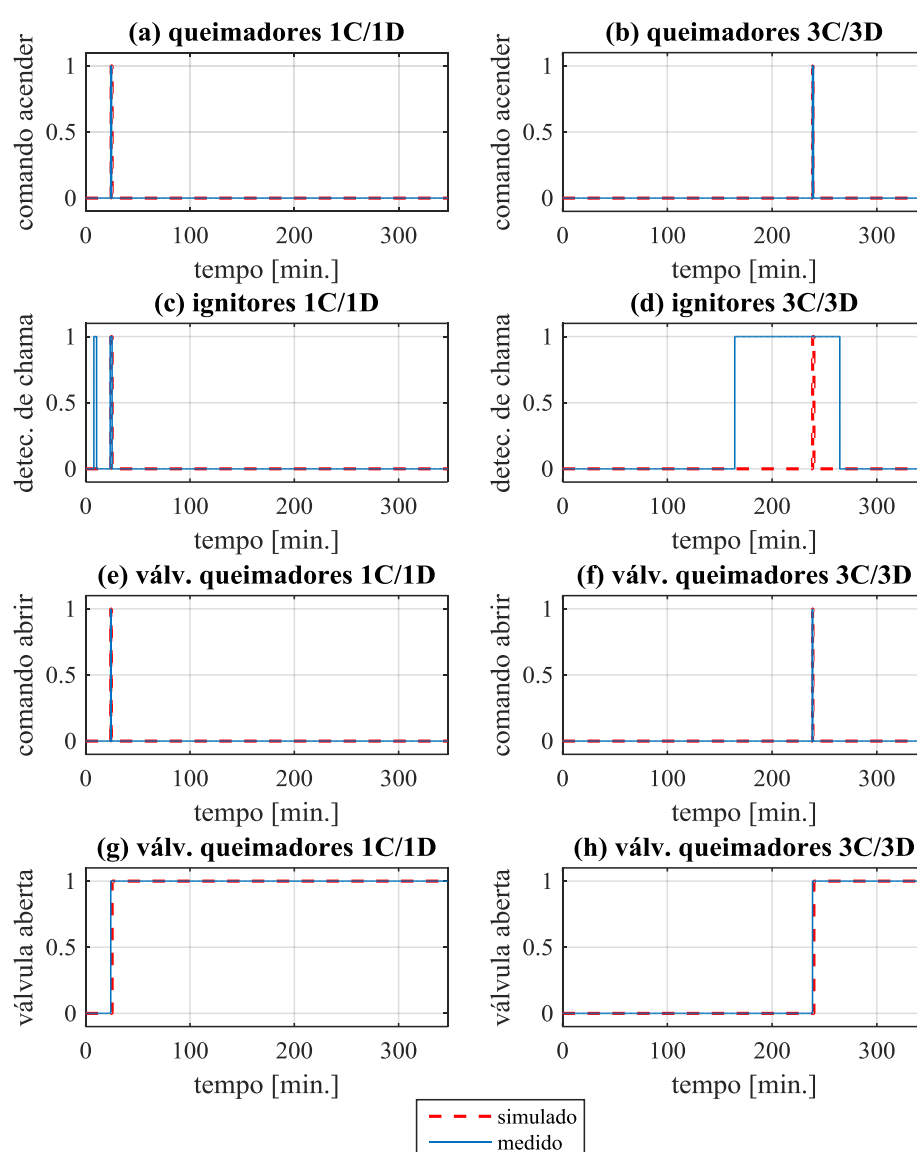


Figura 4.8 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#1/parte discreta).

Fonte: elaboração própria.

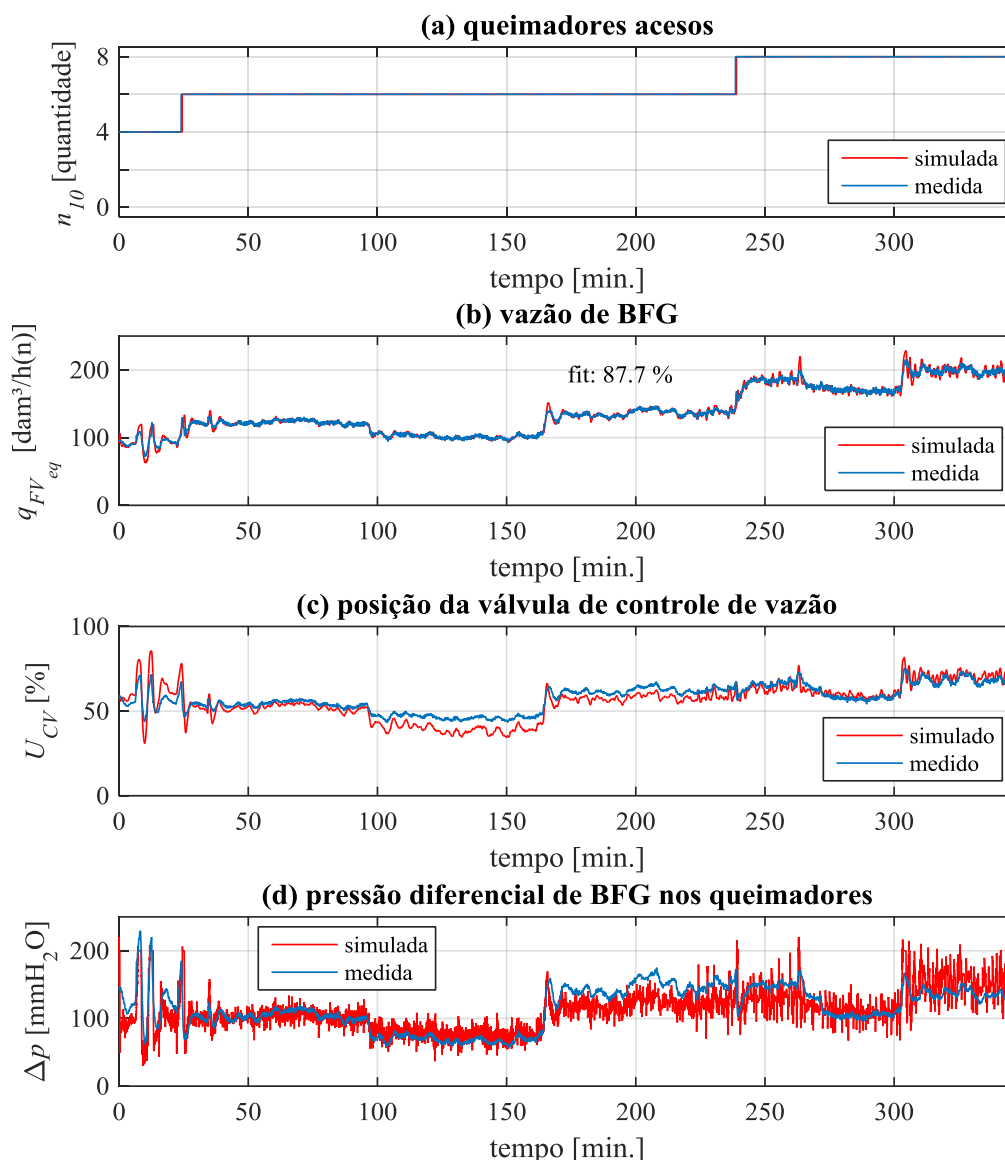


Figura 4.9 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#1/parte contínua).

Fonte: elaboração própria.

a resposta obtida da planta real.

No acendimento dos ignitores, observa-se que houveram acendimentos prévios apenas dos ignitores, dos cantos 1 e 3, realizados pelo operador da caldeira, que foram ignorados pelo modelo, pois não tiveram origem em comando de partida de queimador. No canto #3, por exemplo, o ignitor permaneceu ligado (consumindo gás natural) por 74 minutos antes de iniciar a sequência de acendimento do queimador e 25 minutos após este evento. Quanto

aos comandos para abertura das válvulas de bloqueio dos queimadores, indicados nos gráficos da **Figura 4.8** (e) e (f), e as confirmações de abertura das válvulas, gráficos (g) e (h) da **Figura 4.8**, as respostas do modelo estão de acordo com as respostas do sistema real.

A vazão de BFG simulada apresentou percentual de ajuste de 87,7% em relação aos dados medidos¹⁸, comprovando ser eficaz a metodologia proposta para linearização das curvas de vazão dos queimadores e cálculos das perdas de carga (queda de pressão) na tubulação.

A pressão diferencial simulada apresentou maiores desvios em relação aos dados medidos. A provável razão disto é que a pressão interna da fornalha foi considerada constante. Embora, a caldeira disponha de uma malha de controle de pressão da fornalha, esta pressão pode variar em função de acendimentos e apagamentos de queimadores de outros combustíveis (diferentes do BFG, por exemplo: alcatrão, COG e LDG) ou variações de vazão de ar de combustão. O ruído presente na pressão diferencial decorre das aproximações realizadas no cálculo do parâmetro $K_a(x_{FVeq}, n_{10})$, que é determinante para o cálculo da queda de pressão na tubulação, mas precisou ter sua precisão limitada devido à necessidade de linearização.

4.6.2 Segundo conjunto de dados – Teste #2

No segundo teste ocorrem três eventos de acendimento de queimadores e um evento de apagamento. A **Figura 4.10** mostra parte das variáveis discretas envolvidas e a **Figura 4.11** as principais variáveis contínuas.

¹⁸ O percentual de ajuste dos modelos aos dados reais foi calculado utilizando a função `compare` do programa MATLAB. A saída dessa função consiste em uma nota de avaliação que varia entre 0 e 100% e representa o *fitness* (percentual de ajuste do modelo aos dados medidos), levando em consideração o erro quadrático médio normalizado - *normalized root mean square error* (NRMSE) (MATH WORKS INC., 2016).

Neste teste foi constatado um retardo de aproximadamente 20 segundos em ambas as sequências de acendimento dos queimadores do canto #1 e do canto #3 da caldeira. Esta diferença ocorreu porque, quando o operador deu comando de partida dos queimadores, os estabilizadores de chama já estavam acesos. Todavia, como os eventos de acendimento e apagamentos de queimadores são transitórios, este fato não comprometeu de maneira significativa o resultado da vazão de gás (**Figura 4.11(b)**), apresentando percentual de ajuste de 84,9%.

Uma diferença é notada na parte discreta, onde nos dados simulados houve prefe-

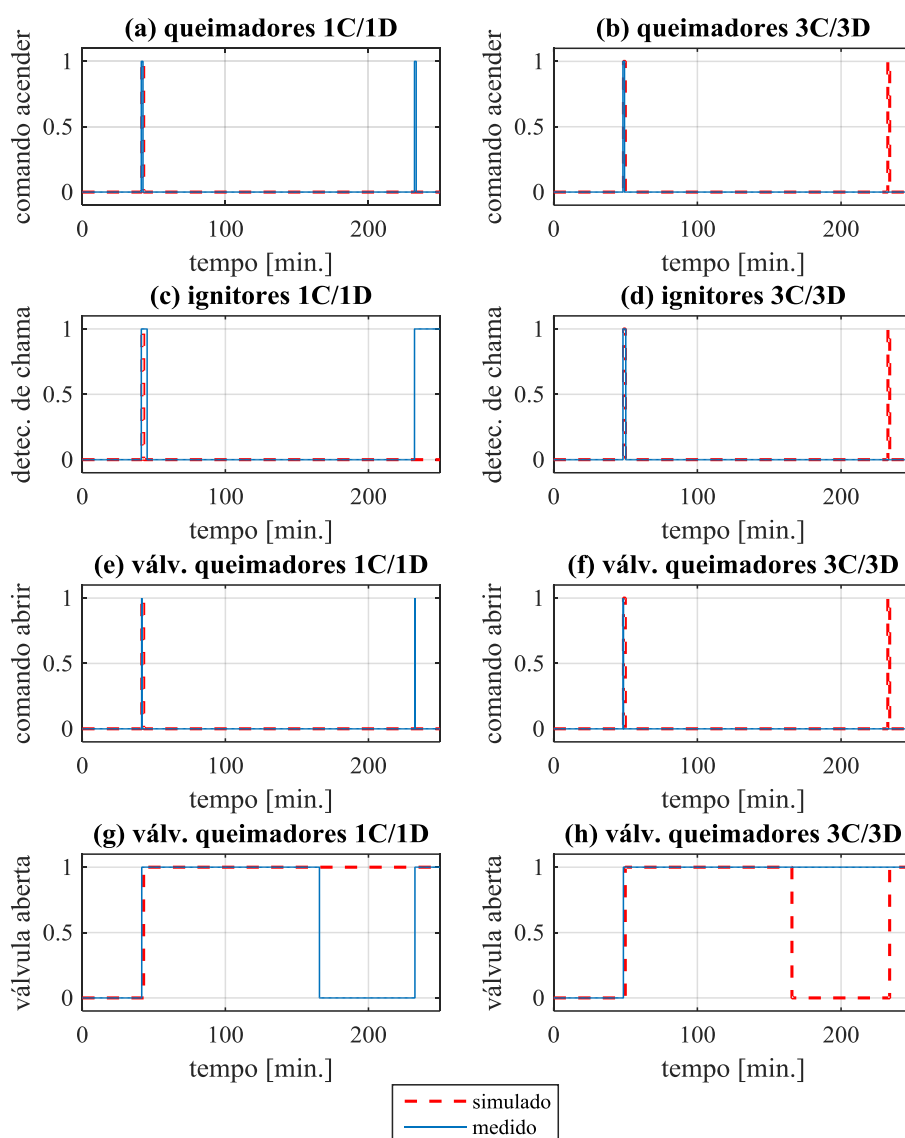


Figura 4.10 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#2/parte discreta).

Fonte: elaboração própria.

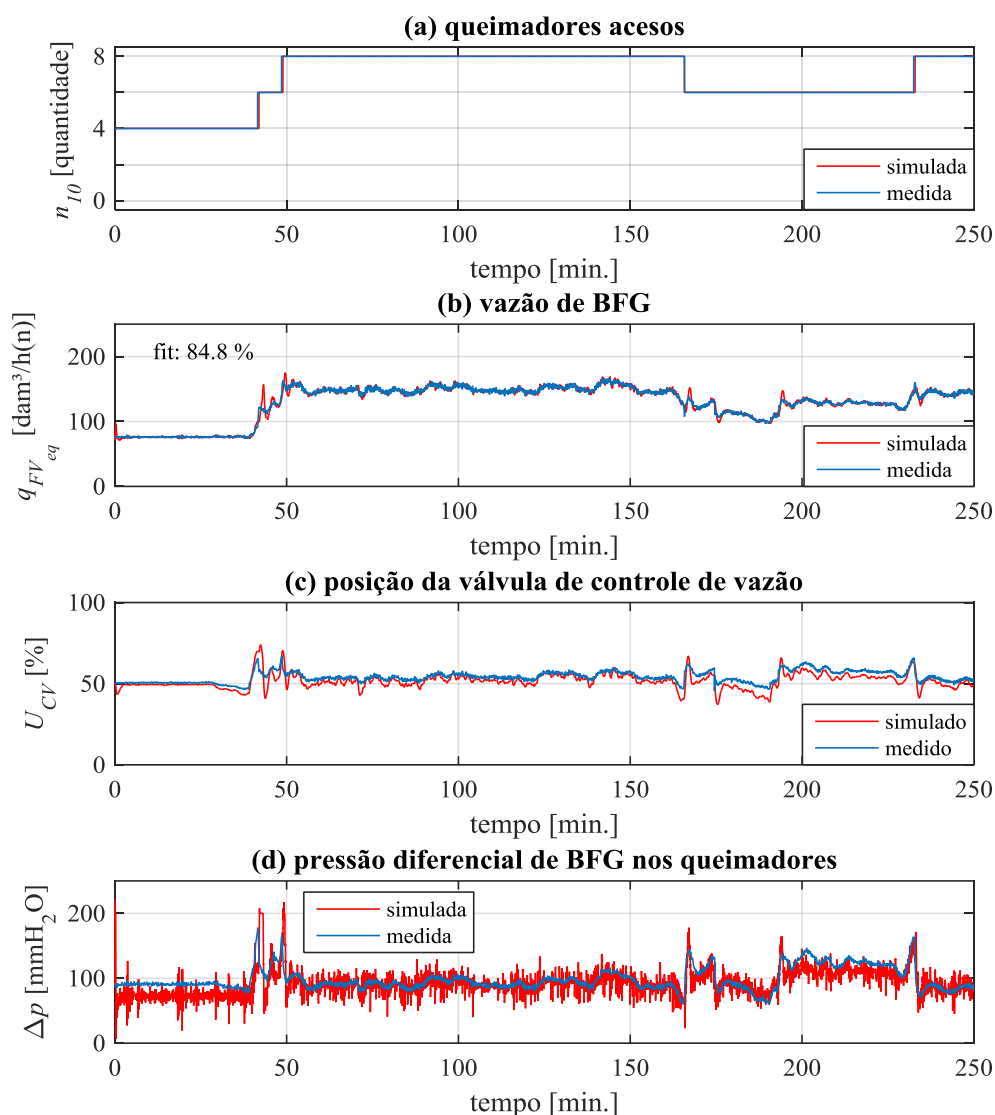


Figura 4.11 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#2/parte contínua).

Fonte: elaboração própria.

rência em acender os queimadores do canto #3, aos 233 minutos, ao invés de acender os queimadores do canto #1, conforme dados medidos. Isso ocorre, pois de acordo com o código programado em HYSDEL, a sequência de acendimento se dará sempre em ordem crescente, do queimador #1 até o queimador #8.

Como pode ser observado no gráfico h da **Figura 4.10**, o modelo determinou aos 165 min o apagamento dos queimadores do canto #3, enquanto o operador da caldeira optou por apagar o canto #1 (gráfico g). Ao surgir a demanda de acendimento de queimador, o mo-

delo determinou reacender o canto #3, enquanto o operador reacendeu o canto #1. Como as quantidades de queimadores acesos são iguais, isso não prejudica a resposta das variáveis contínuas.

Observa-se neste segundo conjunto de dados um maior desvio da pressão simulada quando a quantidade de queimadores é igual a 4 (**Figura 4.11**). Mas para 6 e 8 queimadores, a pressão simulada apresentou menores desvios em relação aos dados medidos. Com relação à vazão, obteve-se um percentual de ajuste 84,4% dos dados simulados em relação aos dados medidos.

Os resultados obtidos no Teste #1 (que alcançam vazões de BFG superiores a 170 dam^3/h (n)) e no Teste #2 (que abrangem vazões de BFG inferiores a 170 dam^3/h (n)) indicam que as curvas de linearização da **Figura 3.23** ficaram relativamente bem ajustadas para 6 e 8 queimadores acesos.

4.6.3 Terceiro conjunto de dados – Teste #3

O terceiro conjunto de dados apresenta variação na quantidade de queimadores acesos, de zero até oito queimadores. Parte das variáveis discretas envolvidas são mostradas na **Figura 4.12** e as principais variáveis contínuas são mostradas na **Figura 4.13**. Da mesma forma observada no primeiro conjunto de dados, constata-se nos dados medidos a permanência de ignitores ligados por maiores intervalos de tempo, além do tempo necessário para conclusão do acendimento do queimador (gráficos da **Figura 4.12** (e), (f), (g) e (h)). Também foi observado desvio de 20 segundos em relação aos acendimentos dos queimadores, devido à existência de estabilizadores previamente acesos, conforme observado também no segundo conjunto de dados.

Quanto às variáveis contínuas, a vazão de BFG simulada apresentou percentual de ajuste de 90,3% para o conjunto de dados (**Figura 4.13(b)**), mas uma grande instabilidade foi observada na pressão simulada para baixas vazões de BFG com dois queimadores acesos e também vazões próximas a 200 dam^3/h (n) com 8 queimadores acesos (**Figura 4.13 (d)**). Na operação com 2 queimadores, a saída do controlador PI (**Figura 4.13(c)**) se distancia significativamente da saída medida no controlador PI existente. A pressão simulada apresentou erro

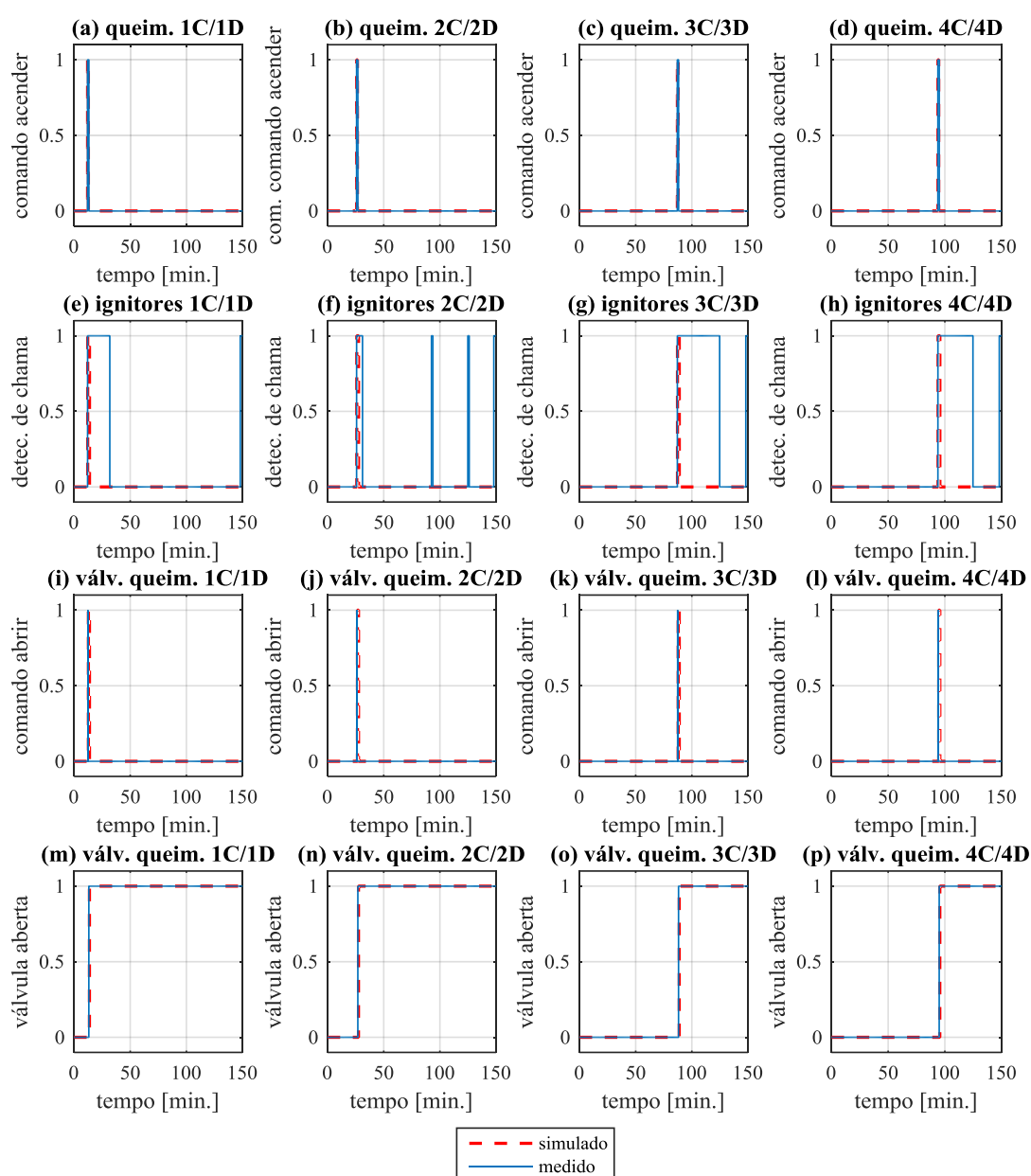


Figura 4.12 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#3/parte discreta).

Fonte: elaboração própria.

médio significativo para 4 queimadores acesos.

Os resultados obtidos neste terceiro conjunto de dados indicam a necessidade de rever parâmetros aplicados para operação com 2 e 4 queimadores. Como a caldeira funciona a maior parte do tempo com 6 ou 8 queimadores acesos, há uma menor quantidade de dados disponíveis para análise e identificação de parâmetros do sistema com 2 e 4 queimadores em funcionamento. Este fato pode ter contribuído para o baixo desempenho do modelo nas simulações da pressão diferencial com 2 e 4 queimadores acesos.

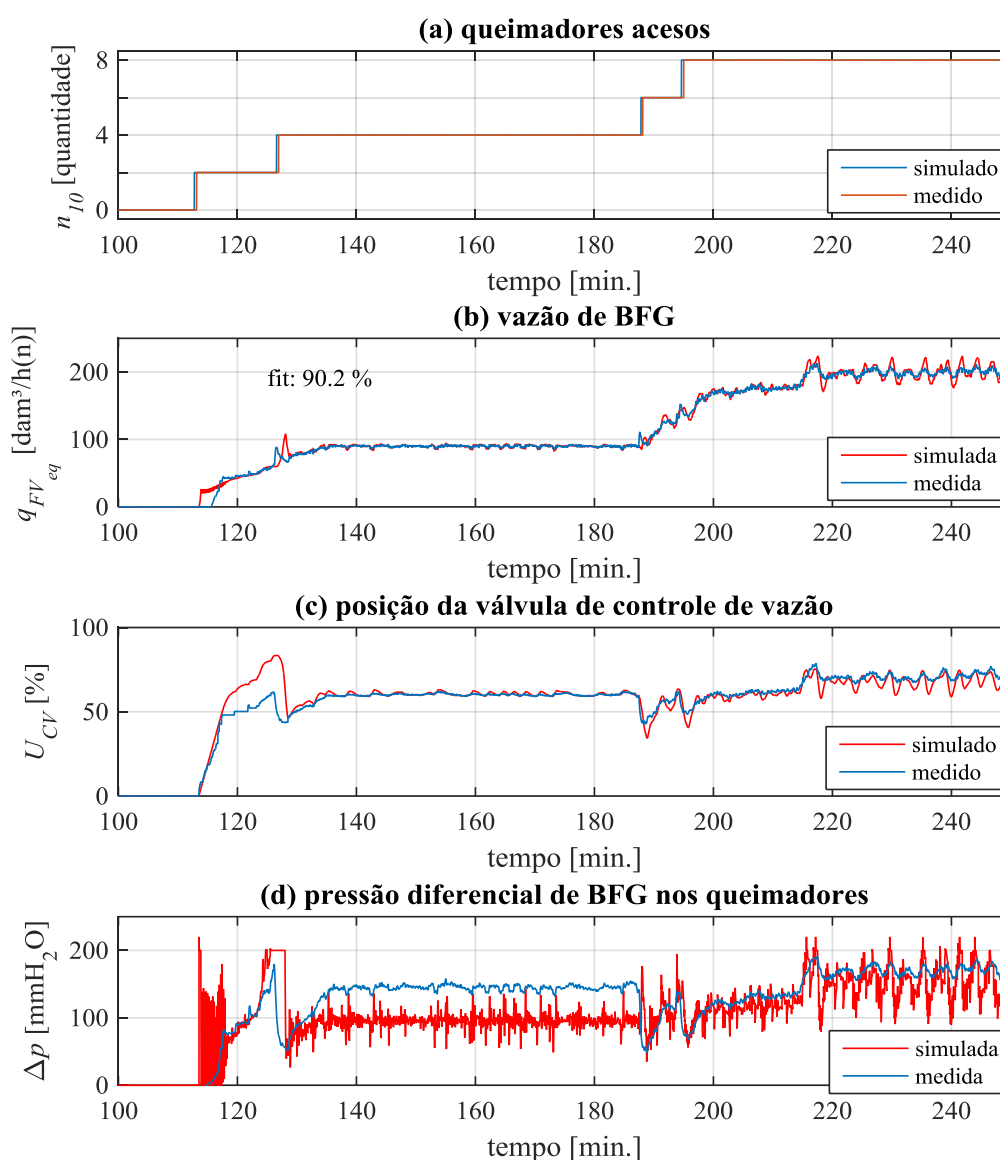


Figura 4.13 - Dados simulados e dados medidos de um sistema de queimadores de BFG (Teste#3/parte contínua).

Fonte: elaboração própria.

4.7 SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE CONTROLE (MPC)

Para simulação do sistema de controle MPC, aplicado ao sistema híbrido de queimadores de BFG, fez-se uso do controlador MPC híbrido do *Hybrid Toolbox* para MATLAB (BEMPORAD, 2012).

Inicialmente, o diagrama de blocos mostrado na **Figura 4.14** foi montado para simulação do sistema. Nesta configuração, as entradas do modelo que podem ser consideradas como distúrbios medidos são redefinidas no controlador MPC como variáveis de estado estendidas. Este é um recurso aplicável ao controlador híbrido para evitar que o mesmo considere estas variáveis como manipuláveis. Isso ocorre, por exemplo, com a pressão de suprimento de BFG, o valor de variável manipulada (MV) do controlador PI em modo manual e o sinal binário para seleção do modo do controlador PI (modo manual ou automático), que são variáveis de entrada do modelo MLD que não devem ser manipuladas pelo controlador MPC híbrido. Dessa maneira, serão manipuladas pelo MPC apenas os *set values*¹⁹ (SV) de vazão e de

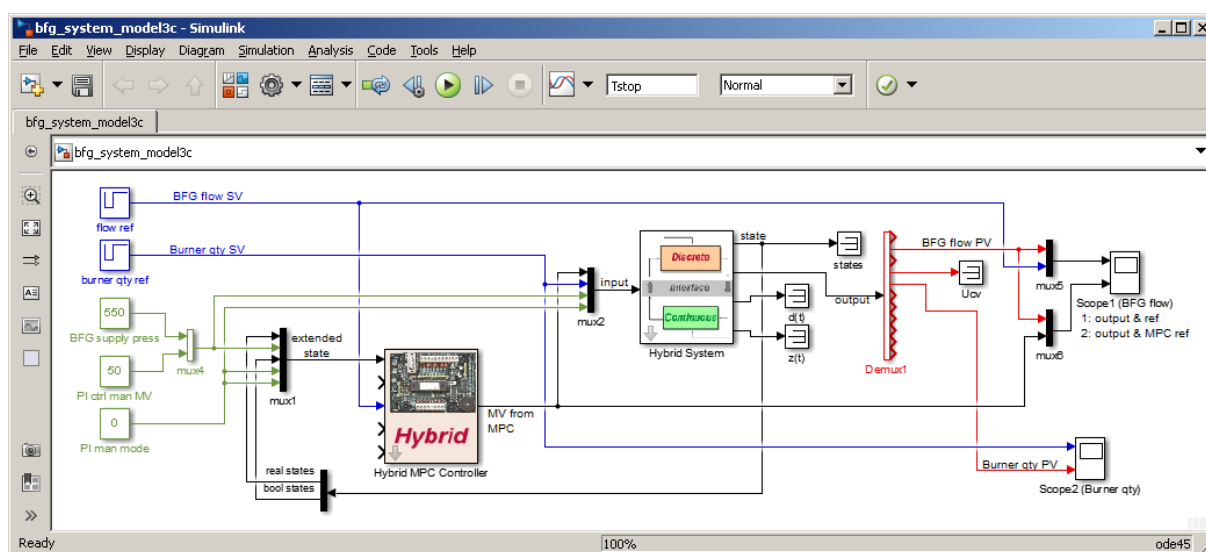


Figura 4.14 – Estrutura montada no Simulink para simulação e análise do controlador MPC híbrido.

Fonte: elaboração própria.

¹⁹ Termos similares: *set value* (SV); *set point* (SP); ponto de ajuste; e referência (R).

quantidade de queimadores requeridos.

Depara-se nesta fase com um problema computacional. Devido à dinâmica da sequência de acendimento de queimadores de BFG durar entre 40 a 60 segundos, é recomendável que o horizonte de controle do controlador preditivo seja maior ou igual a 60 segundos, de maneira que o controlador seja capaz de encontrar soluções factíveis. Entretanto, devido à alta complexidade do modelo MLD do sistema de queimadores de BFG, a compilação de controlador MPC com horizontes de previsão maiores que 12 segundos se tornou inviável, devido a limitações de processamento e capacidade de memória do microcomputador utilizado. Por isso, com horizontes de predição menores que 12 segundos, na maioria das vezes as respostas obtidas nesta configuração básica não corresponderam aos resultados esperados para controle do sistema e em alguns casos o controlador MPC indicou que a solução do problema era infactível.

Para contornar esta restrição computacional, uma redução de complexidade do modelo foi realizada apenas no modelo aplicado no MPC, substituindo as lógicas e máquinas de estado da sequência de acendimento dos queimadores por um atraso de tempo estimado para acendimento e outro atraso de tempo estimado para apagamento dos queimadores. Neste modelo reduzido, toda vez que há uma alteração de SV da quantidade de queimadores, regras lógicas são aplicadas para determinar se a variação de SV é positiva ou negativa. Verifica-se a existência de um evento de aumento ou uma redução do SV da quantidade de queimadores requerida, para, então, estabelecer ao controlador MPC o atraso de tempo esperado para alteração efetiva da quantidade de queimadores.

Aplicando o modelo reduzido no MPC, foram realizados testes variando o horizonte de predição de 1 a 12 segundos, sendo obtidas respostas satisfatórias utilizando horizonte de predição de 3 a 6 segundos. Os resultados destes testes são mostrados no **Anexo D**.

Na **Figura 4.15** é apresentado o diagrama de blocos utilizado para aplicação do controlador MPC com o modelo reduzido. No diagrama da **Figura 4.15**, o bloco *Hybrid System* localizado na parte superior do diagrama contém o modelo completo e o bloco *Hybrid System (s)* localizado na parte inferior contém o modelo reduzido (simplificado). O controlador MPC é realimentado com os estados de vazão, volume de gás e quantidade de queimadores determinados no modelo completo e os tempos de atraso para acendimento e apagamento de queimadores estimados pelo modelo reduzido. O sinal de controle do MPC é aplicado em ambos os modelos, completo e reduzido.

O controlador MPC deverá receber do otimizador, descrito no **Capítulo 2**, a demanda de vazão a ser consumida (supostamente em regime constante) dentro do intervalo de tempo de um período de otimização (considerado igual a 12 minutos) a partir da mudança de SV de vazão. A quantidade requerida de queimadores para suprir determinado valor de vazão de combustível também é definida pelo otimizador. Entretanto, sempre que houver a necessidade de alteração da quantidade de queimadores acesos na caldeira, haverá um retardo na alte-

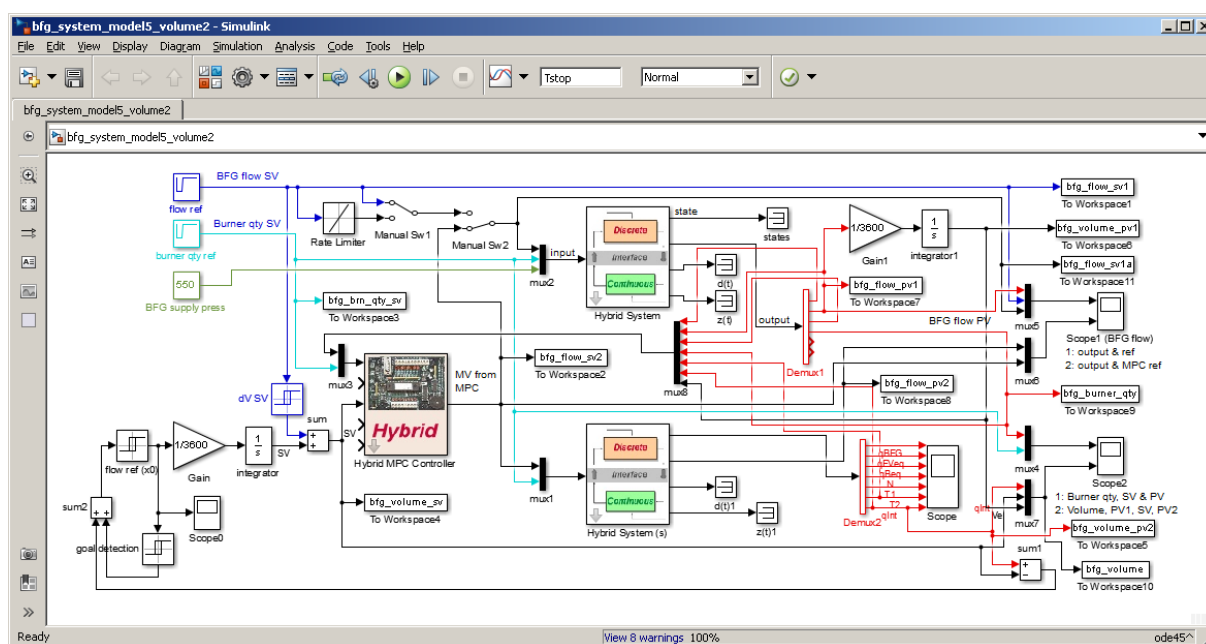


Figura 4.15 – Estrutura alternativa montada no Simulink para simulação e análise do controlador MPC híbrido.

Fonte: elaboração própria.

ração dessa quantidade, restringindo a vazão de combustível admissível na caldeira. Também, mesmo que não ocorra alteração da quantidade de queimadores, mas apenas uma variação de demanda (SV) de vazão, a variação de vazão não ocorre instantaneamente devido a característica dinâmica de variações de pressão e vazão na tubulação de distribuição de combustível aos queimadores, conforme descrito e modelado no **Capítulo 3**. Por isso, ao invés de controlar a vazão de combustível, o MPC deve ser aplicado para controle do volume de combustível a ser consumido no intervalo de tempo equivalente a um período de otimização. Na **Figura 4.15** esta premissa está sendo aplicada, sendo as variações de SV de vazão substituídos por variações equivalentes de SV de volume de combustível. Uma variável de estado adicional foi incluída no modelo reduzido para integralizar o volume de combustível, enquanto no modelo completo essa integralização é realizado externamente, a partir da vazão na saída do modelo.

4.7.1 Variação em degrau da vazão de combustível e controle PI - Teste #1

Conforme explicado no **Capítulo 1**, em uma planta onde não há ligação entre o nível de otimização com o nível de controle regulatório, os operadores das centrais termelétricas das usinas siderúrgicas realizam mudanças das vazões de combustíveis nas caldeiras de acordo com as solicitações do Centro de Energia (ou Centro de Utilidades) da usina, ajustando os *set values* (SV) de vazão de cada combustível na caldeira. Os combustíveis que participam do controle de pressão da caldeira tem seu SV de vazão ajustado de forma indireta, pelo próprio controle de pressão da caldeira, em função do aumento ou redução de vazão dos demais combustíveis na caldeira. Portanto, após ocorrerem solicitações de mudança de SV, ações serão realizadas pelos operadores das centrais termelétricas para ajustar os SV de vazão de cada combustível para os valores de vazão desejados. Este teste tem por objetivo comparar o

modo de operação aplicado pelo operador com o modo de operação esperado com a utilização do controlador MPC híbrido.

Neste teste, aplica-se uma variação em degrau no SV de vazão de combustível do modelo híbrido do sistema de queimadores em controle de vazão PI (sem o MPC) e aplica-se uma variação em degrau equivalente de volume de combustível requerido no controlador MPC, com o modelo híbrido reduzido e horizonte de predição de 6 segundos.

Para separar os efeitos do controlador PI, neste teste a realimentação de estados do controlador MPC é realizada a partir das saídas do modelo reduzido. Os parâmetros proporcional e integral do controlador PI são os mesmos aplicados nas simulações caldeira #1 da ArcelorMittal Tubarão (descritas na **Seção 4.6**), estando o controlador PI incluído no modelo MLD do sistema de queimadores de BFG.

Os gráficos da **Figura 4.16** mostram as respostas obtidas. A variação em degrau de SV é aplicada no instante 300 s, saindo de uma vazão de 130 dam³/h (n) para 170 dam³/h (n). No mesmo instante, também ocorre uma mudança no valor de SV da quantidade de queimadores requeridos, de 6 para 8 queimadores. Para que os objetivos definidos pelo otimizador sejam cumpridos, considerando o período de otimização de 12 minutos (720 s), no instante 1020 s o volume medido deve ser igual ao volume requerido, ambos totalizados (integralizados) ao longo do tempo.

O gráfico (a) da **Figura 4.16** indica a ocorrência de atraso entre a alteração de SV (*set value*) da quantidade de queimadores e a mudança efetiva de estado da variável de processo (PV: *process variable*) quantidade de queimadores acesos. O gráfico (b) mostra a ocorrência de sobressinal elevado da vazão de BFG na resposta obtida do modelo completo, utilizando apenas controle de vazão com controlador PI (integrado ao modelo MLD do sistema de queimadores de BFG), sem aplicação do MPC. Nota-se também a ocorrência de desvio entre o SV de vazão e a PV (vazão simulada) e também oscilações da PV. No gráfico (c) é possível

notar que o sistema sem MPC e utilizando apenas controle de vazão, não é capaz de atender a demanda de volume de combustível a ser consumido no período, pois após decorrer o tempo de um período de otimização (em 1020 s) o volume total de combustível consumido é menor que o volume requerido pelo otimizador. No gráfico (d) da **Figura 4.16**, nota-se que o controlador MPC aumenta em um primeiro momento o SV de vazão até o limite máximo admissível para 6 queimadores e após o acendimento dos 8 queimadores, o SV é aumentado para o limite máximo admissível para oito queimadores, para compensar o atraso na integralização de volume, vindo conseguir equalizar o volume requerido com o volume integralizado no instante 824 s. Após este instante a vazão de combustível é reduzida até alcançar a estabilização na vazão de 170 dam³/h (n) em regime permanente.

A **Tabela 4.2** contém os resultados obtidos nesta simulação. Os dados indicam

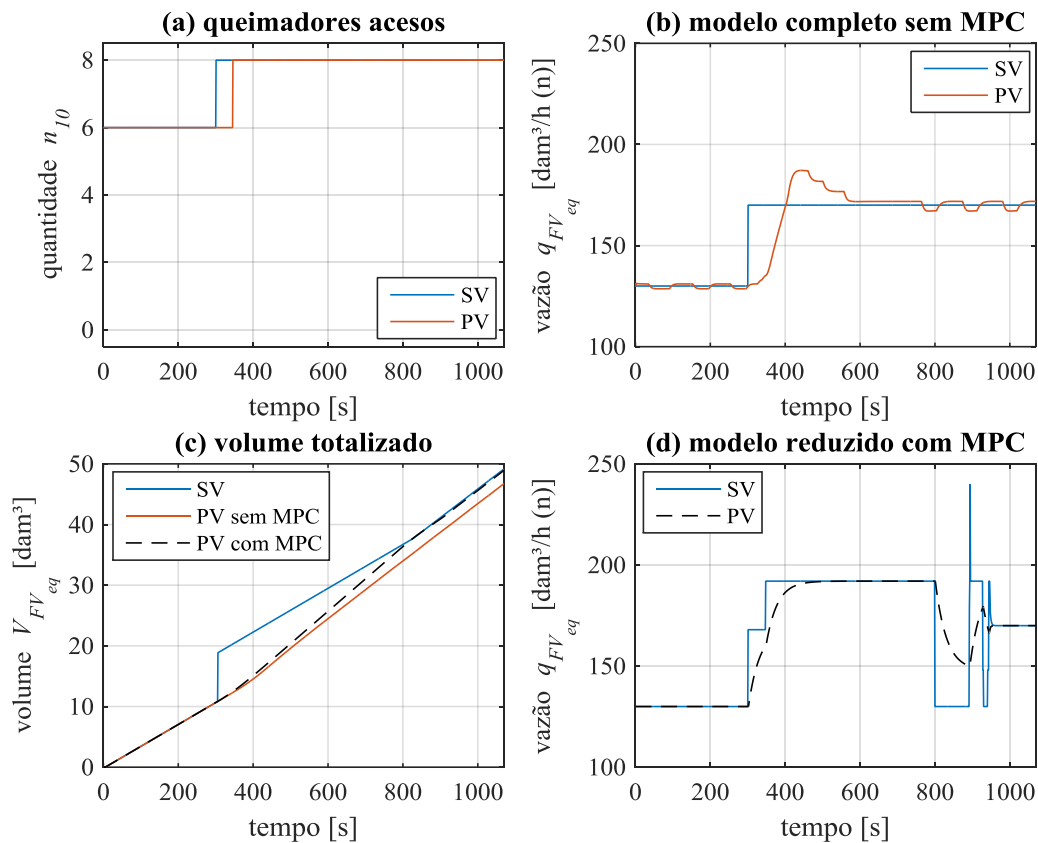


Figura 4.16 – Simulação do controle preditivo híbrido para as condições do Teste #1.

Fonte: elaboração própria.

Tabela 4.2 - Resultados do Teste #1 (SV de vazão em degrau).

Item	Volume inicial [dam ³]	Volume final [dam ³]	Variação de volume [dam ³]	Atendimento da demanda de volume
Demanda requerida	10,6167	46,7500	36,1333	-
Resposta do modelo MLD completo em controle de vazão PI	10,6113	44,3296	33,7183	93,32 %
Resposta do modelo MLD reduzido em controle de volume pelo MPC	10,6167	46,5145	35,8978	99,35 %

Fonte: elaboração própria.

que o modelo MLD completo em controle PI de vazão atendeu a 93,32 % da demanda requerida de consumo de combustível, enquanto o modelo MLD reduzido em malha fechada (MPC) e controle de volume satisfaz a 99,35% da demanda.

É importante destacar que em condições normais de operação da caldeira, os operadores não aplicam variações bruscas de vazão como indicado na **Figura 4.16(b)**. Normalmente, são aplicadas variações gradativas de vazão, podendo ser aproximadas por variações em rampa. O próximo teste, descrito a seguir, considera esta condição.

4.7.2 Variação em rampa da vazão de combustível e controle PI - Teste #2

Neste teste, aplica-se uma variação em rampa no SV de vazão de combustível do modelo híbrido do sistema de queimadores com controlador PI (sem o MPC) - numa taxa de 0,375 dam³/h/s (n), que equivale a 9,375 %/s em relação à vazão máxima de BFG - e aplica-se uma variação de SV em degrau equivalente de volume de combustível na entrada do controlador MPC com o modelo híbrido reduzido. Da mesma forma realizada no Teste #1, para separar os efeitos do controlador PI, a realimentação de estados do controlador MPC é realizada a partir das saídas do modelo reduzido neste teste.

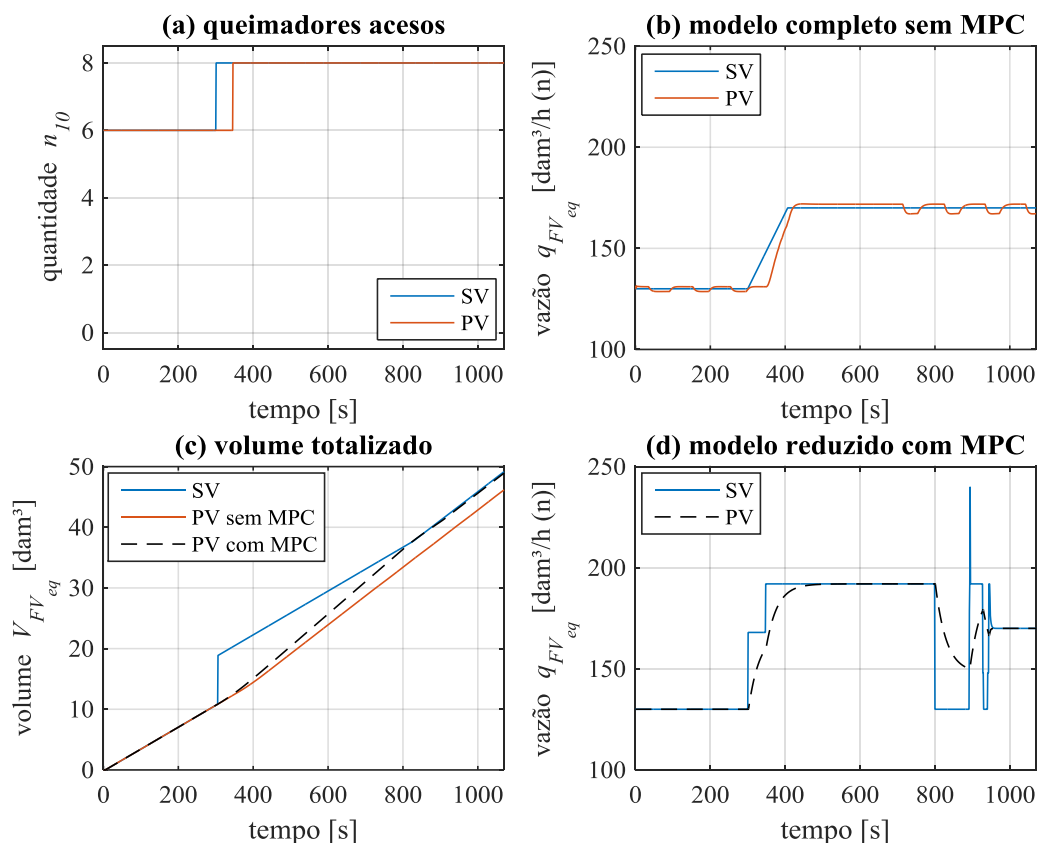


Figura 4.17 – Simulação do controle preditivo híbrido para as condições do Teste #2.

Fonte: elaboração própria.

Os gráficos da **Figura 4.17** mostram as respostas obtidas. A variação em rampa de SV é aplicada no instante 300 s, saindo de uma vazão de 130 dam³/h (n) para 170 dam³/h (n). No mesmo instante, também ocorre uma mudança no valor de SV da quantidade de queimadores requeridos, de 6 para 8 queimadores, similarmente ao Teste #1.

A principal diferença observada em relação ao Teste #1 é que a vazão de BFG não possui sobre-elevação excessiva, como ocorreu na variação em degrau do SV de vazão do Teste #1, conforme mostra o gráfico da **Figura 4.17(b)**.

Os resultados desta simulação, indicados na **Tabela 4.3**, mostram que o modelo MLD completo em controle de vazão PI atendeu a 91,71 % da demanda requerida de consumo de combustível. Ou seja, 7,64% abaixo do volume requerido de combustível.

Tabela 4.3 - Resultados do Teste #2 (SV de vazão em rampa).

Item	Volume inicial [dam ³]	Volume final [dam ³]	Variação de volume [dam ³]	Atendimento da demanda de volume
Demanda requerida	10,6167	46,7500	36,1333	-
Resposta do modelo MLD completo em controle de vazão PI	10,6113	43,7481	33,1369	91,71 %
Resposta do modelo MLD reduzido em controle de volume pelo MPC	10,6167	46,5145	35,8978	99,35 %

Fonte: elaboração própria.

4.7.3 Variação em degrau da vazão de combustível e aplicação de MPC - Teste #3

Neste teste o modelo completo do sistema de queimadores de BFG recebe SV de vazão gerado pelo controlador preditivo híbrido. A realimentação de estados se dá no controlador preditivo por meio das saídas geradas no modelo completo e estimação dos tempos de atraso para acendimento e apagamento de queimadores por meio do modelo reduzido do sistema de queimadores de BFG. A **Figura 4.18** mostra as respostas obtidas na simulação.

Nota-se que embora o modelo reduzido não reproduza a mesma dinâmica observada no modelo completo - **Figura 4.18** (b) e (d) - as ações realizadas pelo controlador MPC foram suficientes para correção da totalização de volume no modelo completo - **Figura 4.18** (c). O volume de gás totalizado no modelo completo alcançou 99,06% do volume demandado, contra 98,80% previsto a partir do modelo reduzido, conforme **Tabela 4.4**.

Os resultados indicam que as simplificações realizadas no modelo devido às restrições computacionais para compilação e execução do controlador preditivo com maiores horizontes de predição, trouxeram redução de desempenho do controlador, que foi confirmada a partir dos resultados obtidos na simulação. Por outro lado, a solução encontrada propicia melhor resultado em relação à ação tradicional, por meio do controle de vazão com controla-

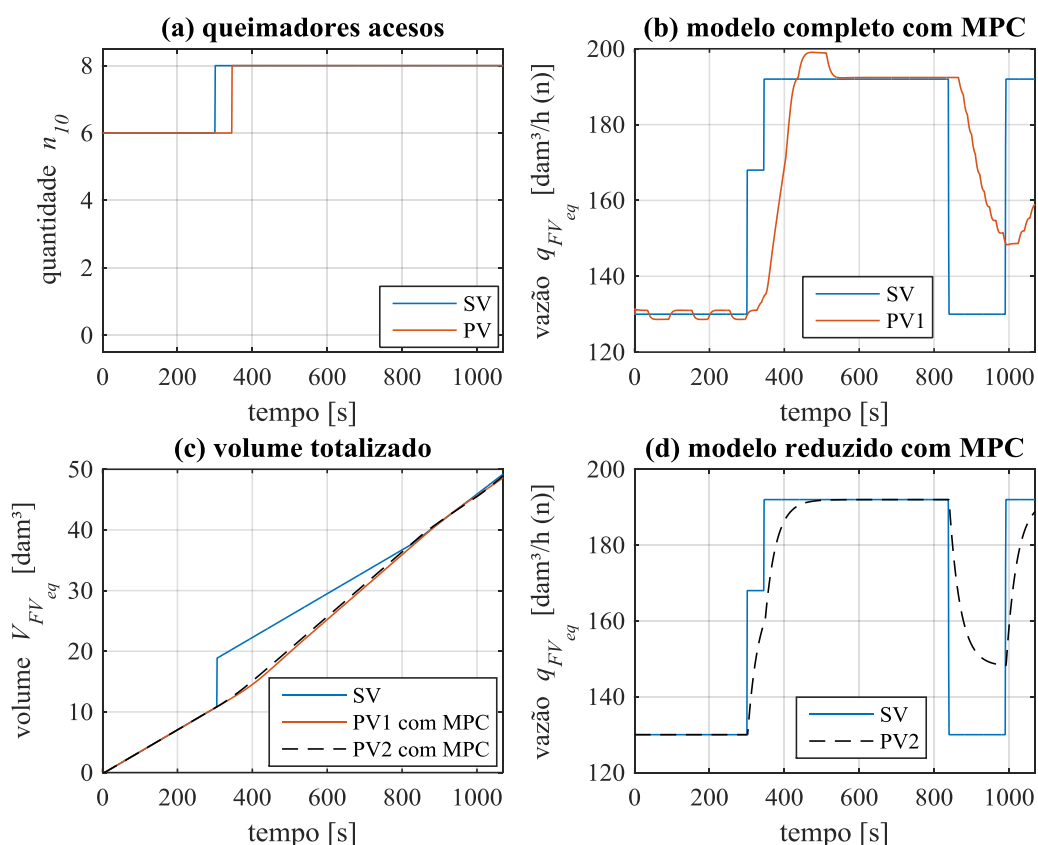


Figura 4.18 – Simulação do controle preditivo híbrido para as condições do Teste #3.

Fonte: elaboração própria.

Tabela 4.4 - Resultados do Teste #3.

Item	Volume inicial [dam^3]	Volume final [dam^3]	Variação de volume [dam^3]	Atendimento da demanda de volume
Demanda requerida	10,6167	46,7944	36,1778	-
Resposta do modelo MLD completo em controle de volume pelo MPC	10,6113	46,4501	35,8389	99,06 %
Resposta do modelo MLD reduzido em controle de volume pelo MPC	10,6167	46,3615	35,7449	98,80 %

Fonte: elaboração própria.

dor PI, que produziu 93,32% de atendimento da demanda com variação de SV em degrau e 91,71% com variação de SV em rampa.

4.8 INTEGRAÇÃO COM O OTIMIZADOR

De acordo com os resultados obtidos nas simulações, a utilização do MPC como elo de ligação entre o nível de otimização com o nível de controle regulatório (conforme proposto na **Figura 3.27**) é viável. Deficiência de desempenho foi identificada na simulação do sistema de controle (Teste #3), mas os resultados obtidos com o MPC são melhores que os resultados obtidos sem o MPC.

A melhoria de desempenho do MPC pode ser alcançada por meio de melhorias no modelo MLD, melhorias de implementação do código-fonte HYSDEL ou utilização de *hardware* de alto desempenho, que seja capaz de realizar os cálculos necessários em tempo hábil para aplicação da saída do controlador MPC no sistema de queimadores. Mesmo que a melhoria de desempenho do controlador MPC seja difícil ou inviável do ponto de vista de implantação prática, de acordo com as simulações, a solução proposta propicia um resultado 5,74% superior ao resultado obtido por controlador PI com variação de SV em degrau e 7,35% considerando controlador PI com variação de SV em rampa.

Na **Figura 4.19** é apresentada uma arquitetura de sistema de automação industrial proposta para a implantação do otimizador e do MPC, conectados ao controle regulatório.

Atualmente, quase todos os fabricantes de sistemas de controle do tipo CLP ou SDCD possuem soluções para acesso a dados de processos destes sistemas via tecnologia OPC (*OLE for Process Control*) (LANGE; IWANITZ; BURKE, 2010) (MAHNKE; LEITNER; DAMM, 2009), que possibilita que sistemas de fabricantes diferentes possam ler ou escrever dados entre si, utilizando a tecnologia OPC, por isso, a solução proposta considera que acesso a dados de processo pelo otimizador seja realizado via OPC.

É necessário disponibilizar ao servidor do otimizador dados de consumo de combustíveis siderúrgicos (BFG, COG, LDG e alcatrão) e vapor de processo de todas as unidades operacionais da usina siderúrgica. Nas redes nível 1 (redes industriais), estão conectados os diversos CLPs e SDCDs das unidades operacionais da usina. Os servidores OPC servem de interface, para conversão dos protocolos de comunicação proprietários de cada fabricante para protocolos e serviços compatíveis com a tecnologia OPC. Na rede de nível 2 estão conectados os servidores PIMS (*Plant Information Management System*) (CARVALHO et al., 2005), os quais possuem dados históricos das variáveis de processo, que podem ser utilizados pelo otimizador.

Um terminal de acesso remoto pode ser utilizado para acesso ao servidor do otimizador, por exemplo, a partir da sala de controle do Centro de Energia (ou Centro de Utilidades), visualização de resultados em telas gráficas, realização de configurações e comandos.

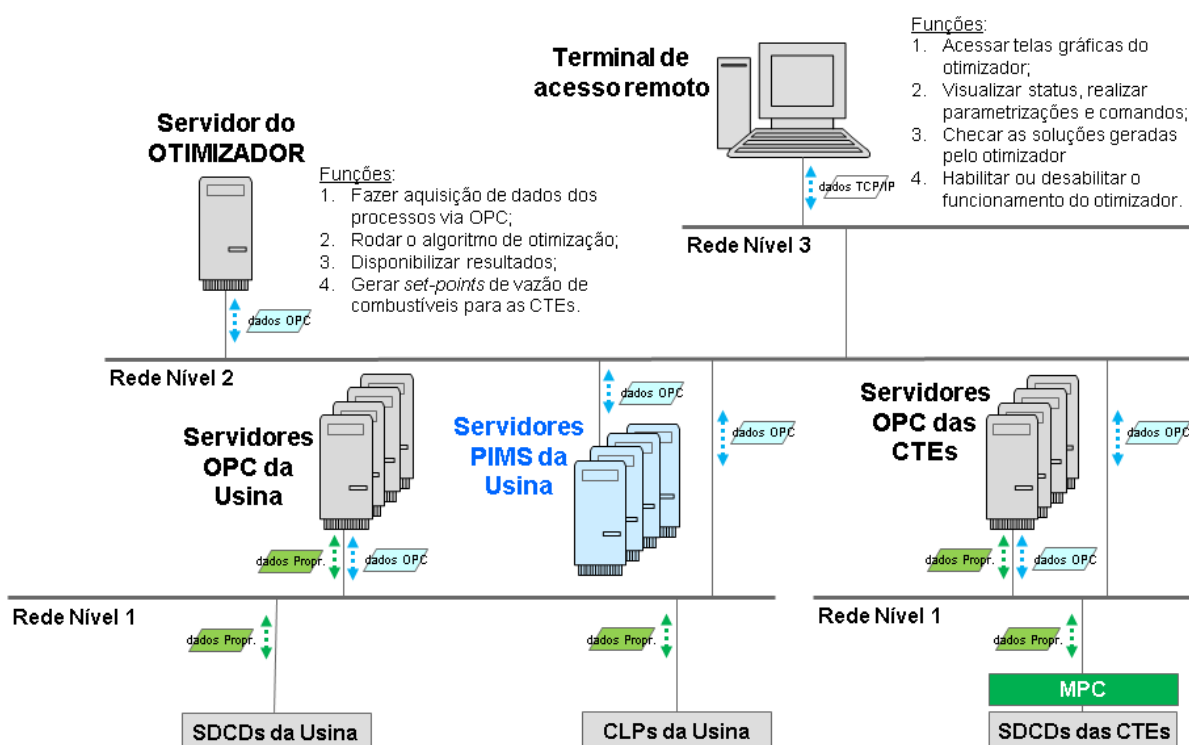


Figura 4.19 - Arquitetura do sistema de automação.

Fonte: elaboração própria.

Conforme comentado no **Capítulo 2**, o otimizador aplicável à distribuição de combustíveis siderúrgicos deverá gerar novas soluções a cada 12 minutos. Mas o controlador MPC estará gerando ações de controle em intervalos de tempo entre 1 a 60 segundos. Por isso, sabendo que as redes de comunicação de dados são sujeitas a eventuais atrasos ou falhas na transmissão de dados, recomenda-se que o controlador MPC seja implementado em hardware dedicado (por exemplo, em um PC industrial), instalado junto ao SDCD das centrais termelétricas.

Arquitetura similar está sendo implantada na usina siderúrgica ArcelorMittal Tubarão, onde já se encontra disponível o servidor do otimizador rodando em modo *off-line*, para simulações e testes de estratégias de operação do sistema de distribuição de combustíveis. A modelagem do processo e o algoritmo de otimização aplicados nesta versão *off-line* é o resultado de um projeto de pesquisa e desenvolvimento tecnológico, realizado via cooperação entre as instituições ArcelorMittal Brasil S/A, Universidade Federal do Espírito Santo (UFES) e Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq), com apoio do Programa RHAIE – Pesquisador na Empresa, processo do CNPq nº 458294/2012-8.

4.9 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO 4

Neste capítulo foram apresentados os desenvolvimentos realizados utilizando a linguagem de programação HYSDEL, para obtenção dos modelos MLD de equipamentos aplicados no sistema de queimadores de BFG de uma caldeira industrial. Os procedimentos utilizados podem servir como referência para desenvolvimento de outros modelos de sistemas similares.

Resultados de simulações foram descritos e comentados. Dados medidos em uma caldeira existente foram utilizados para comparação com os resultados do modelo, comprovando que o modelo híbrido obtido é capaz de reproduzir satisfatoriamente as dinâmicas de vazão de combustível (BFG) da caldeira.

Os resultados de simulações do sistema de controle proposto para o nível de controle avançado, também foram apresentados, evidenciando que a estratégia de controle proposta possui benefícios e oportunidades de melhoria.

Finalizando o capítulo, uma arquitetura de sistema de automação é proposta para possibilitar a integração entre os níveis de otimização, controle avançado e controle regulatório em ambiente industrial.

5 CONCLUSÕES

Esta Tese apresenta uma solução para o problema de distribuição de combustíveis siderúrgicos, abrangendo vários níveis da hierarquia de controle de processos industriais.

Um modelo de programação linear inteira mista (MILP) é proposto para a otimização do sistema de distribuição de combustíveis siderúrgicos de usinas siderúrgicas integradas, que inclui melhorias em relação a abordagens precedentes. Outra contribuição original é o estabelecimento de um procedimento heurístico para determinação dos pesos a serem aplicados às penalidades operacionais dos gasômetros e de comutações de queimadores do modelo MILP, levando em consideração especificações funcionais dos gasômetros e características operacionais dos queimadores para determinação das penalidades. Este procedimento heurístico pode ser estendido para outros modelos de otimização da distribuição de combustíveis siderúrgicos que possuam termos idênticos na função objetivo, relacionados a penalidades dos gasômetros e de comutações de queimadores.

Indicadores de desempenho operacional foram definidos para realizar comparações quantitativas entre diferentes estratégias, mostrando que o modelo MILP proposto reduz o número de manobras de comutação de queimadores e também as perdas de energia em torres de queima, proporcionando uma melhoria de desempenho do sistema. Para a geração de energia elétrica, a comparação entre diferentes estratégias mostra que o modelo melhorado conduz a um aumento de 0,53% em relação a um modelo anterior. Os resultados também indicam que o procedimento heurístico proposto possibilita um aumento potencial de 9,83% na geração de energia elétrica, que pode ser alcançado através da operação do sistema com os valores médios mais baixos dos níveis dos gasômetros.

A partir dos indicadores de desempenho definidos, foi possível demonstrar que o procedimento heurístico proposto conduz a um melhor desempenho operacional do sistema de

distribuição de combustíveis quando comparado a outro procedimento proposto em abordagem recente (ZHAO et al., 2015).

As bases da formulação teórica sobre modelagem de sistemas híbridos foram apresentadas, tendo como foco a estrutura dinâmica lógica mista (MLD - *Mixed Logical Dynamical*). Um sistema de queimadores de uma caldeira industrial foi descrito e modelado fazendo uso desta teoria. A metodologia aplicada para a modelagem do sistema de queimadores constitui outra contribuição desta Tese.

Detalha-se a modelagem do sistema de queimadores de BFG e definem-se métodos para determinação de parâmetros do modelo que podem ser similarmente aplicados à modelagem de sistemas de queimadores de outros tipos de combustíveis.

Demonstra-se como a linguagem de programação HYSDEL pode ser utilizada para obtenção dos modelos MLD de sistemas híbridos. Os procedimentos aplicados e os códigos-fonte dos programas básicos comentados no texto podem servir como referência para desenvolvimento de outros modelos de sistemas híbridos.

Procedimentos e resultados de simulações foram descritos e comentados. Dados medidos em uma caldeira existente foram utilizados para comparação com os resultados do modelo, comprovando que o modelo híbrido obtido é capaz de reproduzir satisfatoriamente as dinâmicas de vazão de combustível da caldeira.

Uma estratégia de controle foi proposta para solução do problema da distribuição de combustíveis siderúrgicos, realizando a integração entre o nível de otimização e o nível de controle regulatório. Resultados de simulações do sistema de controle, também foram apresentados, evidenciando que a estratégia de controle preditivo proposta possui benefícios e oportunidades de melhoria.

Uma arquitetura de sistema de automação é proposta para possibilitar a integração entre os níveis de otimização, controle avançado e controle regulatório em ambiente industri-

al. Parte desta arquitetura foi implementada na usina siderúrgica ArcerlorMittal Tubarão, possibilitando a realização de simulações e estudos de estratégias operacionais em modo *off-line*.

Devido ao amplo conteúdo abordado nesta Tese, muitas questões não puderam ser tratadas em maior profundidade, restringindo a pesquisa aos objetivos inicialmente propostos.

Dentre as questões que merecem um estudo mais aprofundado, destaca-se a necessidade de avaliação de outros métodos de otimização, diferentes da abordagem MILP, porém utilizando indicadores de desempenho operacional bem definidos, como os sugeridos nesta Tese. Considerando a carência verificada com relação a estudos relacionados à modelagem de sistemas híbridos de caldeiras industriais, o conteúdo abordado na Tese poderá servir como referência para diversas possibilidades de estudos futuros. Neste campo, é necessário investigar as soluções de implementação computacional que reduzam as variações de pressão diferencial dos queimadores, geradas pelo modelo MLD, reduzindo os erros entre as respostas do modelo e dados medidos. O foco da Tese foi voltado para modelagem das vazões de combustível, obtendo-se resultados satisfatórios, mas constata-se que as repostas de pressão diferencial obtidas a partir do modelo MLD precisam ser melhoradas, dado que esta variável tem grande importância para o funcionamento adequado dos queimadores em um sistema real.

Outro item que precisa ser investigado é a questão do tempo necessário para que os operadores realizem acendimento e apagamento de queimadores. Dado que as operações de acendimento e apagamento são supervisionadas e geralmente dependem de comando do operador, a incerteza quanto ao início do procedimento de acendimento ou apagamento e a possibilidade de ocorrência de falhas durante o acendimento ou apagamento dos queimadores pode ser objeto de estudo voltado para processos estocásticos.

Com relação à solução utilizando controlador MPC híbrido, as restrições computacionais encontradas para utilização do modelo completo no controlador MPC exigiram a realização de simplificação no modelo. Esta simplificação pode ser a causa da redução de

desempenho do controlador, o qual proporcionou o alcance de 99,06% do valor final esperado de volume de gás a ser consumido dentro do período de otimização. Portanto, novos estudos precisam ser realizados para confirmação da possibilidade de melhoria de desempenho do controlador. Outra alternativa aplicável é a realização de pesquisa sobre uso de outras estratégias de controle (por exemplo: neural, fuzzy, métodos heurísticos, etc.) em substituição ao MPC, porém é necessário verificar a aderência das estratégias aos modelos híbridos MLD ou outros tipos de modelos híbridos equivalentes.

Portanto, existem oportunidades de melhoria e questões que merecem a realização de estudos específicos, mas os objetivos propostos para a Tese foram alcançados e o conteúdo produzido fornece contribuições originais, ampliando a compreensão sobre o tema.

REFERÊNCIAS

- ABEYSEKERA, M.; WU, J.; JENKINS, N.; REES, M. **Steady state analysis of gas networks with distributed injection of alternative gas**. Journal of Applied Energy, Elsevier, International, 2016, v.164, p. 991–1002.
- ABOKHATWA, Salah; KATEBI, Reza. **Modeling and supervisory control design for a combined cycle power plant**. In: IASTED International Conference: Control and Application, Crete, p.330-337 2012.
- AKIMOTO, K.; SANNOMIYA, N.; NISHIKAWA, Y.; TSUDA, T. **An Optimal Gas Supply for a Power Plant using a Mixed Integer Programming Model**. Automatica, 27, 1991, p. 513-518.
- ARCELORMITTAL BRASIL S.A. **Quem somos: Usina - Fluxo de produção**. Unidade ArcelorMittal Tubarão, Serra, 2016. Disponível em: < <http://tubarao.arcelormittal.com/quem-somos/usina/fluxo-producao/index.asp> >. Acesso em: 13.06.2016.
- ARCELORMITTAL BRASIL S.A. Unidade Tubarão. **Controle de centrais termelétricas a vapor - Manual de Treinamento**. 1a. ed., ArcelorMittal Brasil, Serra. 2013. 160p.
- ÅSTRÖM, Karl Johan; BELL, Rod D. **Drum-Boiler Dynamics**. Automatica, 2000, 36(2000): p. 363-378.
- BEGA, Egídio Alberto. **Instrumentação Aplicada ao Controle de Caldeiras**. 3a. ed. Interciência, Rio de Janeiro, 2003.
- BEMPORAD, A. **Hybrid toolbox - User's guide**. IMT Institute for Advanced Studies Lucca. Lucca, 2012. Disponível em: < <http://cse.lab.imtlucca.it/~bemporad/hybrid/toolbox/> >. Acesso em: 07.05.2016.
- BEMPORAD, A.; DI CAIRANO, S.; GIORGETTI, N. **Model predictive control of hybrid systems with applications to supply chain management**. In Proceedings of ANIPLA International Congress on Methodologies for Emerging Technologies in Automation, 2005, Napoli.
- BEMPORAD, A.; FERRARI-TRECATE, G.; MORARI, M. **Observability and controllability of piecewise affine and hybrid systems**. IEEE Transactions on Automatic Control, vol. 45, no. 10, pp. 1864-1876, 2000.
- BEMPORAD, A.; MIGNONE, D.; MORARI, M. **A framework for control, fault detection, state estimation and verification of hybrid systems**. Proceedings of the American Control Conference, vol.1, p. 134-138, 1999.
- BEMPORAD, A.; MORARI, M. **Control of systems integrating logic, dynamics, and constraints**. Automatica, vol. 35, no. 3, pp. 407-427, 1999.
- BEMPORAD, A.; MORARI, M. **Control of Systems Integrating Logic, Dynamics, and Constraints**. Automatica, 35, 407 (1999).
- BORRELLI, F.; BEMPORAD, A.; MORARI, M. **Predictive control for linear and hybrid systems**. Cambridge University Press, 2011, In press.
- CAMACHO, E.F.; BORDONS, C. **Model Predictive Control**. Springer-Verlag, London, 1998.

- CAMPOS, M. C. M. M DE; TEIXEIRA, H. C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. 2a. ed. Edgard Blücher, São Paulo, 2010.
- CARVALHO, F. B.; TORRES, B. S., FONSECA, M. O., SEIXAS FILHO, C. **Sistemas PIMS: Conceituação, Usos e Benefícios**. Tecnologia em Metalurgia e Materiais, Vol 4, 2005, p. 1-5.
- CAVALIER, T. M.; PARDALOS, P.M.; SOYSTER, A. L. **Modeling and integer programming techniques applied to propostional calculus**. Comput. Oper. Res., vol. 17, no. 6, pp. 561–570, 1990.
- ÇENGEL, Yunus A.; BOLES, Michael. **Thermodynamics: An Engineering Approach**. 7th ed. McGraw-Hill, New York, 2010.
- CHANGLIANG, Liu; JIZHEN, Liu; YUGUANG, Niu; WEIPING, Liang. **Nonlinear Boiler Model of 300 MW Power Unit for System Dynamic Performance Studies**. Proceedinds of IEEE International Symposium on Industrial Electronics, Pusan, 2001. vol. 2, p. 1296-1300.
- CHOUDHURY, A. R.; and ROY, P.N. **Strategic and Operational Management with Optimization at Tata Steel**, INTERFACES, 25, 6 (1995).
- CHRISTIANSEN, D. **Electronics Engineers' Handbook**. 4th ed. IEEE Press/McGraw-Hill, New York, 1997.
- DE MELO, C. E. C.; KAYSER, C.; SALLES, J. L. F.; OLIVEIRA JUNIOR, V. B. **Regulatory control evaluation and improvement in a steam power plant**. In: 2012 10th IEEE/IAS International Conference on Industry Applications - INDUSCON, Fortaleza, 2012, p. 1-7.
- DU, Tao; LIU, Xiang Bin; PANG, Xing Lu. **Journal of Applied Mechanics and Materials: Information Technology for Manufacturing Systems II**. v. 58-60, p. 816-821, June 2011.
- DUKELOW, S. G. **The Control of Boilers**. 2nd. ed. ISA - The Instrumentation, Systems, and Automation Society, Research Triangle Park, 1991. ISBN: 1-55617-330-X.
- FERRARI-TRECATE, G.; GALLESTEY, E.; LETIZIA, P.; SPEDICATO, M.; MORARI, M.; ANTOINE, M. **Modeling and control of co-generation power plants: a hybrid system approach**. IEEE Transactions on Control Systems Technology, v.12, n. 5, p. 694-705, 2004.
- FOX, R. W., MacDonald, A. T., **Introdução à Mecânica dos Flúídos**. 5ª ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos - LTC, 2001.504 p.
- FUKUDA, K.; MAKINO, H.; SUZUKI, Y.; and Ishida, S. **Optimal Energy Distribution Control at the Steel Works**. IFAC Simulation of Control Systems, Vienna, Austria, 337 (1986).
- GARCIA, Cláudio. **Modelagem e simulação de processos industriais e de sistemas eletromecânicos**. São Paulo: EDUSP, 1997. 458p. (Acadêmica, 11). ISBN 85-314-0402-9.
- GARCÍA, M. J. P. **Uma contribuição ao controle de sistemas comutados**. Tese de Doutorado. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, Outubro 2009.
- HAMMI, Yosra; ZANZOURI, Nadia; KSOURI, Mekki. **Faut-tolerant model predictive control of hybrid systems**. International Journal of Computer Applications, Foundation of Computer Science, New York, 2012, v.43, p. 0975–8887.
- HEEMELS, W. P. M. H.; SCHUMACHER, J. M.; WEILAND, S. **Linear complementarity systems**. SIAM Journal of Applied Mathematics, 60(4): 1234-1269, 2000.
- HEEMELS, W.; SCHUTTER, B. D.; BEMPORAD, A. **Equivalence of hybrid dynamical models**. Automatica, 37: 1085-1091, 2001.
- HERCEG, Martin; KVASNICA, Michal; MORARI, Manfred; GAULOCHER, Sebastian; POLAND, Jan. **HYSDEL 3.0 - Manual**. Automatic Control Laboratory of Swiss Federal Institute of Technolo-

gy. Zurich, 2008. Disponível em: < <http://control.ee.ethz.ch/~cohysys/hysdel> >. Acesso em: 07.07.2015.

HLAVA, J.; HORALEK, R. **Hybrid systems in control-oriented power plant modeling**. In: Annals of DAAAM and Proceedings of 20th DAAAM International Symposium on Intelligent Manufacturing & Automation: Theory, Practice & Education, Vienna, v.20, n.1, p.1649-1649, 2009.

HUI, C. and NATORI, Y., 1996, **An industrial application using mixed integer programming technique: a multi-period utility system model**, ComputChem Eng, 20: S1577–S1582.

IYER, R. R. and GROSSMANN, I. E. **Optimal Multiperiod Operational Planning for Utility Systems**. Comp. Chem. Eng., 21, 787 (1997).

IYER, R. R. and GROSSMANN, I. E. **Synthesis and Operational Planning of Utility Systems for Multiperiod Operation**, Comp. Chem. Eng., 22, 979 (1998).

JEONG, C.; HWAN-CHU, Y.; HAN, C. **Gasholder level control based on time-series analysis and process heuristics**. Korean Journal of Chemical Engineering, v. 28, n. 1, p.16-21, 2011.

KIM, J.H. and HAN, C. **Short-term Multiperiod Optimal Planning of Utility Systems using Heuristics and Dynamic Programming**, Ind. Eng. Chem. Res., 40, 1928 (2001).

KIM, J.H.; YI, H.; HAN, C.; PARK, C.; KIM, Y. **Plant-wide multiperiod optimal energy resource distribution and byproduct gas holder level control in the iron and steel making process under varying energy demands**. In Proceedings of the 8th International Symposium on Process Systems Engineering, Kunming, China, 2003, p. 882-887.

KIM, JEONG HWAN; Y., HEUI-SEOK; H., CHONGHUN. **The Development of the Real Time Optimal Byproduct Gas Supply System**. In Proceedings of International Conference on Control, Automation and Systems (ICCAS 2002), Jeonbuk, Korea, 2002, p. 1112-1117.

KONG, Haining; QI, Ershi; HE, Shuguang; LI, Gang. **MILP Model for Plant-Wide Optimal Byproduct Gas Scheduling in Iron and Steel Industry**. Journal of Iron and Steel Research, Elsevier, International, 2010, v.17(7), p. 34-37.

KONG, Haining; QI, Ershi; LI, Hui; LI, Gang; ZHANG, Xing. **An MILP model for optimization of byproduct gases in the integrated iron and steel plant**. Journal of Applied Energy, Elsevier, International, 2010, v.87, p. 2156–2163.

KVASNICA, M. **Real-Time Model Predictive Control via Multi-Parametric Programming: Theory and Tools**. Saarbrücken: VDM Verlag, 2009.249 p.

LANGE, J., IWANITZ, F., BURKE, T. **OPC From Data Access to Unified Architecture**. 4th. ed. VDE Verlag GmbH, Berlin, 2010. ISBN: 3-978-3-8007-3242-5.

LEE, H.; KIM, S.; LEE, E.; and LEE, I. **MILP Scheduling Model for Multipurpose Batch Processes Considering Various Intermediate Storage Policies**, Korean J. Chem. Eng., 18(4), 422 (2001).

LEE, H.; KIM, S.; LEE, E.; and LEE, I. **MILP Scheduling Model for Multipurpose Batch Processes Considering Various Intermediate Storage Policies**. Korean J. Chem. Eng., 18(4), 422 (2001).

LIU, X.J.; NIU, L.X.; LIU, J.Z. **Nonlinear Multivariable Supervisory Predictive Control**. In: Proceedings of the 2009 American Control Conference, St. Louis, 2009, p. 2779-2784.

MACIEJOWSKI, J.M. **Predictive Control with Constraints**, 1st ed., Prentice Hall, New York, 2002.

MAHNKE, Wolfgang; LEITNER, Stefan-Helmut; DAMM, Matthias. **OPC Unified Architecture**.

1st. ed. Springer-Verlag Berlin Heidelberg, Berlin, 2009. ISBN: 978-3-642-08842-1.

MARTINS, N. **Manual de medição de vazão: através de placas de orifício, bocais e venturis**. Interciência, Rio de Janeiro, 1998. ISBN 85-7193-010-4.

MATH WORKS INC. **MATLAB: The Language of Technical Computing**. The MathWorks Headquarters, Natick, 2016. Disponível em: < <http://www.mathworks.com/products/matlab/> >. Acesso em: 12.06.2016.

NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION. **Codes & Standards**. Quincy. 2015. Disponível em: < <http://www.nfpa.org/codes-and-standards> >. Acesso em: 10.07.2015.

NEMHAUSER, G. L.; WOLSEY, L. A. **Integer and Combinatorial Optimization**. Wiley, New York, 1999. ISBN 0-471-35943-2.

OLIVEIRA JUNIOR, V. B. **Modelagem de central termelétrica a vapor para simulação dinâmica**. 2009. 175f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica da Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2009.

OLIVEIRA JUNIOR, V. B.; PENA, J. G. C.; SALLES, J. L. F. **An improved plant-wide multiperiod optimization model of a byproduct gas supply system in the iron and steel-making process**. Journal of Applied Energy, Elsevier, International, 2016, v.164, p. 462–474.

OLIVEIRA JUNIOR, V. B.; PENA, J. G. C.; SALLES, J. L. F. **Planejamento da distribuição de gases na usina siderúrgica integrada através da programação linear inteira mista**. In: OPTIMA 2013 - X Congreso del Instituto Chileno de Investigación Operativa, 2013, Concepción. Programa detallado del OPTIMA 2013. Concepción: Instituto Chileno de Investigación Operativa (ICHIO), 2013.

OLIVEIRA JUNIOR, V. B.; YOSHIKAWA, C. H.; BARBOSA, A. R.; TORRES, C. **Sistema de controle de distribuição de gás de aciaria**. In: IX Seminário de Automação de Processos da ABM, Curitiba, 2005.

PARK, Taesshin; BARTON, Paul I. **Formal verification of sequence controllers**. Computers & Chemical Engineering, Elsevier, 2000, vol. 23, pp. 1783–1793.

PENA, João Gustavo Coelho. **Otimização do sistema de distribuição de gases numa usina siderúrgica integrada**. 2013. 159f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica da Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 2013.

PERA, Hildo. **Geradores de Vapor: um compêndio sobre a conversão de energia com vistas à preservação da ecologia**. São Paulo: Ed. Fama, 1990. 605p.

POLITO, Rodrigo. Conservação lucrativa. Revista Brasil Energia, Rio de Janeiro, RJ, n. 346, set. 2009.

PROPOI, A.I. **Use of linear programming methods for synthesizing sampled-data automatic systems**. Automation and Remote Control, 24, p. 837-844, 1963.

SÁEZ, D., CIPRIANO, A. **Supervisory Predictive Control of a Combined Cycle Thermal Power Plant**. Capítulo do livro “Thermal power plant simulation, monitor and control” editado por D. Flynn; IEE, The Institution of Electrical Engineering, 2003, United Kingdom, p. 161-178.

SÁEZ, D.; ORDYS, A.; GRIMBLE, J. **Design of a Supervisory Predictive Controller and its Applications to Thermal Power Plants**. Optimal Control Applications and Methods, Wiley Journal. Vol. 26, Nº 4, pp. 169-198, 2005.

SÁEZ, D.; ZÚNIGA, R.; CIPRIANO, A. **Adaptive hybrid predictive control for a combined cycle power plant optimization**. International Journal of Adaptive Control and Signal Processing, vol. 22,

pp. 198-220, 2008.

SCHAFT, A. V. D.; SCHUMACHER, H. **An introduction to hybrid dynamical systems: Lecture Notes in Control and Information Sciences**. v. 251, Springer-Verlag, 1999.

SCHUTTER, B. D.; BOOM, T. V. D. **On model predictive control for max-min-plus-scaling discrete event systems**. *Automatica*, 37(7): 104-1056, 2001.

SCHUTTER, B. D.; MOOR, B. D. **The extended linear complementarity problem and the modeling and analysis of hybrid systems**. In: P. Antsaklis, W. Kohn, M. Lemmon, A. Nerode e S. Sastry (ed.), *Hybrid systems V*, V. 1567 In: *Lecture Notes in Computer Science*, Springer-Verlag, Berlin, p. 70-85. 1999.

SINHA, G. P.; CHANDRASEKARAN, B. S.; MITTER, N.; DUTTA, G.; SINGH, S. B.; YI, H. and HAN, C. **The Integration of Complete Replanning and Rulebased Repairing for Optimal Operation of Utility Plants**. *Korean J. Chem. Eng.*, 18(4), 442 (2001).

SMITH, Clint. **Burner management & combustion applications team - Presentation**. Rockwell Automation, Milwaukee, 2000. Disponível em: < http://www.dr-joyanta-kumar-roiy.com/study_meterial/?dir=Industrial%20Automation >. Acesso em: 07.11.2014.

SONTAG, E. D. **Nonlinear regulation: the piecewise linear approach**. *IEEE Transactions on Automatic Control*, 26(2): 346-357, 1981.

STORCH, I.; MARQUES SOBRINHO, V. P. F. **Noções Básicas de Siderurgia**. Centro Federal de Educação Tecnológica do Espírito Santo (CEFET-ES), Vitória, 2000.

STULTZ, Steven C.; KITTO, John B. **Steam/Its generation and use**. 41a ed. Barberton: The Babcock & Wilcox Company, 2005. 1040 p.

SURYANARAYANA, N. V.; ARICI, Ö. **Design & Simulation of Thermal Systems**. New York: McGraw-Hill, 2003. 530p.

TATJEWSKI, P. **Supervisory predictive control and on-line set-point optimization**. *International Journal of Applied Mathematics and Computer Science*, v. 20, n. 3, p. 483-495, 2010.

TORRISI, F.; BEMPORAD, A.; BERTINI, G.; HERTACH, P.; JOST, D. e MIGNONE, D. (2000). **Hysdel 2.0.5 - user manual - Relatório Técnico: AUT02-10**. Automatic Control Laboratory, ETH Zurich, 2002.

TYLER, M. L.; MORARI, M. **Propositional logic in control and monitoring problems**. *Automatica*, vol. 335, no. 4, pp. 565-582, 1999.

UDUEHI, D.O.; ORDYS, A.W.; GRIMBLE, M.J. **State estimation and the equivalence of the regulatory and supervisory predictive control law**. In: *Proceedings of the 2004 American Control Conference*, Boston, 2004, p. 1569-1574.

WILLIAMS, H. Paul. **Logical problems and integer programming**. *Bulletin of the Institute of Mathematics and its Implications*, vol. 13, pp. 18-20, 1977.

WILLIAMS, H. Paul. **Model Building in Mathematical Programming**. 5th ed. West Sussex: Wiley, 2013.

ZHANG, Xiaoping; ZHAO, Jun; WANG, Wei; CONG, Liqun; FENG, Weimin. **An optimal method for prediction and adjustment on byproduct gas holder in steel industry**. *Journal of Expert Systems with Applications*, Elsevier, International, 2011, v.38, p. 4588-4599.

ZHAO, J.; LIU, Q.; PEDRUCZ, W. **Hybrid neural prediction and optimized adjustment for coke oven gas system in steel industry**. *IEEE Transactions on Neural Networks and Learning Systems*, v. 23, n. 3, p. 439-449, 2012.

ZHAO, J.; LIU, Y.; ZHANG, X. **A mk1 based on-line prediction for gasholder level in steel industry**. Control Engineering Practice, v. 20, p. 629-641, 2012.

ZHAO, X.; BAI, H.; LU, X.; SHI, Q.; HAN, J. **A MILP model concerning the optimization of penalty factors for the short-term distribution of byproduct gases produced in the iron and steel making process**. Journal of Applied Energy, Elsevier, International, 2015, v.148, p. 142–158.

ANEXO A – CÓDIGO FONTE HYSDEL DO MODELO DHA DE UM SISTEMA ESTABILIZADOR DE CHAMA

O código-fonte abaixo pode ser utilizado para obtenção do modelo híbrido (MLD) e simulação de um sistema de estabilizador de chama de um queimador de gás, aplicável a uma caldeira industrial.

Tabela 5.1 - Código HYSDEL do modelo DHA de um sistema estabilizador de chama.

```

/* Modelagem de sistema hibrido: Estabilizador de queimador de caldeira industrial */
SYSTEM estabilizador {
INTERFACE {
    STATE { REAL Timer1 [0, 100]; /* seg., Estado do temporizador 1 */
            REAL Timer2 [0, 100]; /* seg., Estado do temporizador 2 */
            REAL Timer3 [0, 100]; /* seg., Estado do temporizador 3 */
            REAL ValvePos [0, 100]; /* %, Posicao da valvula do estabilizador */
            REAL ValveFlow [0, 0.600]; /* dam³/h, Vazao de combustivel estabilizador */
            BOOL EstOff, EstStart, EstOn; /* Estados do estabilizador */
    INPUT { BOOL startup_command; /* comando de partida */
            BOOL startup_permiss; /* permissao de partida */
            BOOL shutdown_command; /* comando de parada */
            BOOL est_flame_detection; /* detecao de chama no estabilizador */
            BOOL ign_flame_detection; /* detecao de chama no ignitor */
            BOOL estvalve_fopen; /* chave fim-de-curso ref. valvula de estab. aberta */
    OUTPUT { BOOL yd1; /* estado do estabilizador */
             REAL yc1, yc2; /* Posicao estimada e vazao da valvula do estabilizador */
    PARAMETER {
        REAL Ts=1; /* seg., tempo de amostragem */
        REAL Tm1=15; /* seg., tempo para estabilizacao de chama do ignitor */
        REAL Tm2=10; /* seg., tempo para estabilizacao de chama do estabilizador */
        REAL Tm3=75; /* seg., tempo maximo p/ abertura da valvula do estabilizador */
        REAL vel_ab = 6.25; /* % por seg., velocidade de abertura (ajustável) da válvula do estab. */
        REAL vel_fe = 100; /* % por seg., velocidade de fechamento da válvula do estabilizador */
        REAL Kev = 0.5; /* dam³/h, coeficiente de vazao da valvula do estabilizador */
    }
}
IMPLEMENTATION {
    AUX { REAL timer_value1, timer_case1, timer_value2, timer_case2, timer_value3, timer_case3;
          REAL dMV1, dMV; /* Variacao de posicao da valvula */
          BOOL valvenotclose, valvenotopen;
          BOOL timer1end, timer2end, timer3end, desligar;
    LOGIC {
        desligar = (timer2end & ~est_flame_detection & ~EstOff) | (EstOn & ~EstOff &
        (~est_flame_detection | shutdown_command)) | ((EstStart | EstOn) & ((~estvalve_fopen & timer3end) | shut-
        down_command));
    }
    /* Atualizacao dos estados discretos */
}

```

```

AUTOMATA {
    EstOff = desligar | (EstOff & (~startup_command | ~startup_permiss | ~timer1end)) |
    (~EstStart & ~EstOn);
    EstStart = (startup_command & startup_permiss & timer1end) | (EstStart & ~timer2end
    & ~shutdown_command & ~EstOff & ~EstOn);
    EstOn      = (timer2end & est_flame_detection) | (EstOn & est_flame_detection &
    ~desligar);
}
AD { timer1end  = Timer1 >= Tm1;
    timer2end  = Timer2 >= Tm2;
    timer3end  = Timer3 >= Tm3;
    valvenotclose = ValvePos >= 10^-9;
    valvenotopen  = (100-10^-9) >= ValvePos;
}
DA { timer_case1 = {IF (ign_flame_detection & ~timer1end) THEN Timer1+Ts ELSE Timer1};
    timer_value1 = {IF ~ign_flame_detection THEN 0 ELSE timer_case1};
    timer_case2 = {IF (EstStart & ~timer2end) THEN Timer2+Ts ELSE Timer2};
    timer_value2 = {IF ~EstStart THEN 0 ELSE timer_case2};
    timer_case3 = {IF ((EstStart | EstOn) & ~estvalve_fopen & ~timer3end) THEN Timer3+Ts
    ELSE Timer3};
    timer_value3 = {IF EstOff THEN 0 ELSE timer_case3};
    dMV1 = {IF ((EstStart | EstOn) & valvenotopen) THEN vel_ab*Ts ELSE 0};
    dMV = {IF (EstOff & valvenotclose) THEN -vel_fe*Ts ELSE dMV1};
}
CONTINUOUS { Timer1 = timer_value1;
    Timer2 = timer_value2;
    Timer3 = timer_value3;
    ValvePos = ValvePos + dMV;
    ValveFlow = Kev*ValvePos/100; /* considerando relacao linear e pressao diferen-
    cial constante na linha de suprimento de gás do estabilizador */ }
MUST { ~(startup_command & shutdown_command); }
OUTPUT { yc1=ValvePos; yc2 =ValveFlow;
    yd1=EstOn; }
}
}

```

Fonte: elaboração própria.

ANEXO B – CÓDIGO FONTE HYSDEL DO MODELO GERAL DE UM QUEIMADOR DE BFG

O código-fonte abaixo pode ser utilizado para obtenção do modelo híbrido (MLD) e simulação de um queimador de gás de alto-forno (BFG), aplicável a uma caldeira industrial.

Tabela 5.2 - Código HYSDEL do modelo DHA de um queimador de BFG de uma caldeira industrial.

/* Modelagem de sistema hibrido: Queimador de BFG de caldeira industrial
Universidade Federal do Espírito Santo, maio de 2016. */

```
SYSTEM bfgburner {
INTERFACE {
    STATE { REAL Timer1 [0, 100]; /* seg., Estado do temporizador 1 */
            REAL Timer2 [0, 100]; /* seg., Estado do temporizador 2 */
            REAL Timer3 [0, 100]; /* seg., Estado do temporizador 3 */
            REAL ValvePos [0, 100]; /* %, Posicao da valvula do estabilizador */
            REAL ValveFlow [0, 37.5]; /* dam³/h, Vazao de combustivel na valvula do estabilizador */
            REAL auxTimer1 [0, 100]; /* seg., Temporizador auxiliar #1 */
            BOOL BurnerOff, IgnEstabStart, BurnerValveStart, BurnerOn; /* Estados do estabilizador */
            BOOL dpulse1status;
        }
    INPUT { REAL diff_press [-100, 300]; /* mmH2O, pressao diferencial */
            REAL N_brn [0, 8]; /* adm., quantidade de queimadores acesos */
            BOOL startup_command; /* comando de partida */
            BOOL startup_permiss; /* permissao de partida */
            BOOL shutdown_command; /* comando de parada */
            BOOL burner_flame_detection; /* detecao de chama no queimador */
            BOOL est_flame_detection; /* detecao de chama no estabilizador */
            BOOL ign_flame_detection; /* detecao de chama no ignitor */
            BOOL burner_valve_fopen; /* chave fim-de-curso ref. valvula do queimador aberta */
        }
    OUTPUT { BOOL yd1, yd2; /* comando acendimento de ignitor/estab.; e estado do queimador */
             REAL yc1, yc2; /* Posicao estimada e vazao da valvula do queimador */
        }
    PARAMETER {
        REAL Ts=1; /* seg., tempo de amostragem */
        REAL Tm1=15; /* seg., tempo para estabilizacao de chama do ignitor e do estabilizador */
        REAL Tm2=6; /* seg., tempo para estabilizacao de chama do queimador */
        REAL Tm3=120; /* 120 seg., tempo maximo para acendimento de ignitor/estabilizador e
abertura da valvula do queimador */
        REAL auxTm1=2; /* seg., tempo máximo do temporizador auxiliar #1 */
        REAL vel_ab = 4; /* perc. por seg., velocidade de abertura da válvula do queimador */
        REAL vel_fe = 4; /* perc. por seg., velocidade de fechamento da válvula do queimador */
        REAL qmax = 30; /* dam³/h, vazão maxima do queimador */
        REAL Acv1 = 1.0303030; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp1 */
        REAL Bcv1 = 0.0000000; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp1 */
        REAL Acv2 = 0.2127659; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp2 */
        REAL Bcv2 = 26.978723; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp2 */
    }
}
```

```

REAL Acv3 = 0.5357143; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp3 */
REAL Bcv3 = 40.000000; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp3 */
REAL Acv4 = 0.4347826; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp4 */
REAL Bcv4 = 51.304348; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp4 */
REAL Acv5 = 0.8000000; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp5 */
REAL Bcv5 = 40.000000; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp5 */
REAL Acv6 = 0.5066666; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp6 */
REAL Bcv6 = 76.666666; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp6 */
REAL Acv7 = 1.0934579; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp7 */
REAL Bcv7 = 51.000000; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp7 */
REAL Acv8 = 0.4383561; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp8 */
REAL Bcv8 = 121.09589; /* coeficiente de vazao da valvula no intervalo dp8 */
}
}
IMPLEMENTATION {
  AUX { REAL timer_value1, timer_case1, timer_value2, timer_case2, timer_value3, timer_case3;
        REAL aux_timer_value1, aux_timer_case1;
        REAL dMV1, dMV; /* Variacao de posicao da valvula */
        BOOL valvenotclose, valvenotopen;
        BOOL timer1end, timer2end, timer3end, burner_fail, desligar; /* ignt_estab_fail, */
        BOOL aux_timer1end, dpulse1; /* Variaveis auxiliares para geracao de pulso com duração
de "auxTm1" segundos */
        BOOL dpInterv1, dpInterv2, dpInterv3, dpInterv4, dpInterv5, dpInterv6, dpInterv7, dpInterv8; /* Indicacao de intervalo de pressão diferencial para linearizacao por partes */
        BOOL Nb_Interv1, Nb_Interv2, Nb_Interv3, Nb_Interv4, Nb_Interv5, Nb_Interv6,
Nb_Interv7, Nb_Interv8; /* Indicacao de intervalo para numero de queimadores */
        BOOL qbrnLO, qbrnHI; /* Flags para indicacao de limites maximo e minimo de vazao */
        REAL FlowCurve9, FlowCurve8, FlowCurve7, FlowCurve6, FlowCurve5, FlowCurve4,
FlowCurve3, FlowCurve2, FlowCurve1, FlowCurve, Bnr_CFlow; /* Vazao calculada */
        }
  LOGIC {
    burner_fail = (timer3end & ~burner_flame_detection & ~burner_valve_fopen) | (timer2end &
~burner_flame_detection & burner_valve_fopen) | ~est_flame_detection;
    desligar = (BurnerValveStart & burner_fail) | (BurnerOn & (~burner_flame_detection |
~est_flame_detection)) | shutdown_command;
    dpulse1 = (IgnEstabStart | dpulse1status) & ~aux_timer1end; /* Pulso com duração de
"auxTm1" segundos para iniciar partida de ignitor e estabilizador */
  }
  /* Atualizacao dos estados discretos */
  AUTOMATA {
    BurnerOff = desligar | (BurnerOff & (~startup_command | ~startup_permiss))
| (~IgnEstabStart & ~BurnerValveStart & ~BurnerOn);
    IgnEstabStart = (startup_command & startup_permiss & ~burner_flame_detection)
| (IgnEstabStart & (~ign_flame_detection | ~est_flame_detection | ~timer1end));
    BurnerValveStart = (ign_flame_detection & est_flame_detection & tim-
er1end & ~BurnerOn) | (BurnerValveStart & (~burner_flame_detection | ~burner_valve_fopen));
    BurnerOn = (burner_flame_detection & burner_valve_fopen &
~BurnerOff) | (BurnerOn & burner_flame_detection & ~desligar & ~BurnerOff);
    dpulse1status = dpulse1; /* Saida pulsada */
  }
  AD { timer1end = Timer1 >= Tm1;
        timer2end = Timer2 >= Tm2;
        timer3end = Timer3 >= Tm3;
        aux_timer1end = auxTimer1 >= auxTm1;
        valvenotclose = ValvePos >= 10^-9;
        valvenotopen = (100-10^-9) >= ValvePos;

```

```

Nb_Interv1 = N_brn >= 1;
Nb_Interv2 = N_brn >= 2;
Nb_Interv3 = N_brn >= 3;
Nb_Interv4 = N_brn >= 4;
Nb_Interv5 = N_brn >= 5;
Nb_Interv6 = N_brn >= 6;
Nb_Interv7 = N_brn >= 7;
Nb_Interv8 = N_brn >= 8;
dpInterv1 = 33 >= diff_press;
dpInterv2 = diff_press >= 33;
dpInterv3 = 107 >= diff_press;
dpInterv4 = diff_press >= 107;
dpInterv5 = 125 >= diff_press;
dpInterv6 = diff_press >= 125;
dpInterv7 = 107 >= diff_press;
dpInterv8 = diff_press >= 107;
qbrnLO = 0 >= FlowCurve8;
qbrnHI = FlowCurve8 >= qmax;
}
DA { timer_case1 = { IF (IgnEstabStart & ign_flame_detection & est_flame_detection
&~timer1end) THEN Timer1+Ts ELSE Timer1 };
timer_value1 = { IF BurnerOff THEN 0 ELSE timer_case1 };
timer_case2 = { IF (burner_valve_fopen & ~timer2end) THEN Timer2+Ts ELSE Timer2 };
timer_value2 = { IF BurnerOff THEN 0 ELSE timer_case2 };
timer_case3 = { IF ((IgnEstabStart | BurnerValveStart | BurnerOn) & ~timer3end) THEN
Timer3+Ts ELSE Timer3 };
timer_value3 = { IF BurnerOff THEN 0 ELSE timer_case3 };
aux_timer_case1 = { IF (IgnEstabStart & ~aux_timer1end) THEN auxTimer1+Ts ELSE
auxTimer1 };
aux_timer_value1 = { IF ~IgnEstabStart THEN 0 ELSE aux_timer_case1 };
dMV1 = { IF ((BurnerValveStart | BurnerOn) & valvenotopen) THEN vel_ab*Ts ELSE 0 };
dMV = { IF (BurnerOff & valvenotclose) THEN -vel_fe*Ts ELSE dMV1 };
FlowCurve1 = { IF ((Nb_Interv1 | Nb_Interv2) & dpInterv1) THEN
(Acv1*diff_press+Bcv1)/2 ELSE 0 };
FlowCurve2 = { IF ((Nb_Interv1 | Nb_Interv2) & dpInterv2) THEN
(Acv2*diff_press+Bcv2)/2 ELSE FlowCurve1 };
FlowCurve3 = { IF ((Nb_Interv3 | Nb_Interv4) & dpInterv3) THEN
(Acv3*diff_press+Bcv3)/4 ELSE FlowCurve2 };
FlowCurve4 = { IF ((Nb_Interv3 | Nb_Interv4) & dpInterv4) THEN
(Acv4*diff_press+Bcv4)/4 ELSE FlowCurve3 };
FlowCurve5 = { IF ((Nb_Interv5 | Nb_Interv6) & dpInterv5) THEN
(Acv5*diff_press+Bcv5)/6 ELSE FlowCurve4 };
FlowCurve6 = { IF ((Nb_Interv5 | Nb_Interv6) & dpInterv6) THEN
(Acv6*diff_press+Bcv6)/6 ELSE FlowCurve5 };
FlowCurve7 = { IF ((Nb_Interv7 | Nb_Interv7) & dpInterv7) THEN
(Acv7*diff_press+Bcv7)/8 ELSE FlowCurve6 };
FlowCurve8 = { IF ((Nb_Interv7 | Nb_Interv8) & dpInterv8) THEN
(Acv8*diff_press+Bcv8)/8 ELSE FlowCurve7 };
FlowCurve9 = { IF (qbrnLO | ~valvenotclose) THEN 0 ELSE FlowCurve8 };
FlowCurve = { IF (qbrnHI & valvenotclose) THEN qmax ELSE FlowCurve9 };
Bnr_CFlow = { IF (BurnerOn | ~valvenotclose) THEN FlowCurve ELSE
0.75*qmax*ValvePos/100 };
}
CONTINUOUS { Timer1 = timer_value1;
Timer2 = timer_value2;
Timer3 = timer_value3;

```

```
        auxTimer1 = aux_timer_value1;
        ValvePos = ValvePos +dMV;
        ValveFlow = Bnr_CFlow; /* Vazao calculada, linear por partes */
    }
    MUST {
        ~(startup_command & shutdown_command);
    }
    OUTPUT {yc1=ValvePos; yc2 =ValveFlow;
            yd1=dpulse1status; yd2=BurnerOn;
    }
}
```

Fonte: elaboração própria.

ANEXO C – EXEMPLO DE CÓDIGO FONTE DO MATLAB PARA SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE IGNITORES

O código-fonte abaixo pode ser utilizado para simulação de um sistema de ignitor.

Tabela B.1 - Código do MATLAB para simulação de um sistema ignitor de queimador.

```
% Teste do modelo do ignitor via linha de comando

% Estados
% x0(1) : valor do temporizador
% x0(2) : estado desligado
% x0(3) : estado partindo
% x0(4) : estado ligado

% Entradas
% U(1) : comando de partida (pulso)
% U(2) : pmissao de partida
% U(3) : comando de parada (pulso)
% U(4) : detecção de chama no ignitor

clear all
clc
load ignitr2_model % Modelo MLD do ignitor previamente compilado = S
x0 = [0 0 0 0];
U = [0 0 0 0;
     1 0 0 0;
     1 0 0 0;
     1 1 0 0;
     1 1 0 0;
     0 1 0 0;
     0 1 0 0;
     0 1 0 0;
     0 1 0 0;
     0 1 0 1;
     0 1 0 1;
     0 1 0 0;
     0 1 0 0;
     0 1 0 0;
     0 1 0 0;
     0 1 0 0;
     0 1 0 0;
     0 0 0 0;
     0 0 0 0;
     1 1 0 0;
     1 1 0 0;
     0 0 0 0;
     0 0 0 0;
     0 0 0 0;
     0 0 0 0;
     0 0 0 0;
```

```

0 0 0 0;
0 0 0 0;
0 0 0 0;
0 0 0 1;
0 0 0 1;
0 0 0 1;
0 0 0 1;
0 0 0 1;
0 0 0 1;
0 0 1 1;
0 0 0 1;
0 0 0 1;
0 0 0 0;
0 0 0 0];

% Simulação utilizando linha de comando:
[X,T,D,Z,Y]=sim(S,x0,U);
disp('Evolucao dos estados:')
disp(' temp desl partindo lig')
disp(X) % Exibe a evolucao dos estados

% Simulacao utilizando o Simulink:
t = [0:1:(length(U)-1)]';
open('ignitr1_sim2')
sim('ignitr1_sim2')

% Comparacao entre os resultados gerados via linha de comando e via
% Simulink:
disp('Comparacao entre os resultados gerados via linha de comando e via Simulink:')
disp(' L. Comando, Simulink')
disp('y1_cmd y2_cmd, y1_sim y2_sim')
disp([Y Ysim1 Ysim2])

figure(1)
subplot(4,2,1)
stairs(t,U(:,1))
% plot(t,U(:,1),'LineStyle','-','Color','k','LineWidth',1.5)
% hold on
% plot(t,y,'LineStyle','-','Color','r','LineWidth',1.5)
% hleg1 = legend('xxxx',['www ', num2str(valor,3),' %']);
% set(hleg1,'FontSize',8);
% xlim([0 t(end)])
% ylim([-0.25 3.25])
grid
title('(a) comando de partida')
xlabel('tempo [s]')
ylabel('\itu_1')
ylim([-0.1 1.1])
set(gca,'FontName','Times New Roman','FontSize',12)
% hold off
subplot(4,2,2)
stairs(t,X(:,1))
grid
title('(b) valor do temporizador')
xlabel('tempo [s]')

```

```

ylabel('\itx_1')
ylim([-1 11])
set(gca,'FontName','Times New Roman','FontSize',12)
subplot(4,2,3)
stairs(t,U(:,2))
grid
title('(c) permissão de partida')
xlabel('tempo [s]')
ylabel('\itu_2')
ylim([-0.1 1.1])
set(gca,'FontName','Times New Roman','FontSize',12)
subplot(4,2,4)
stairs(t,X(:,2))
grid
title('(d) estado desligado')
xlabel('tempo [s]')
ylabel('\itx_2')
ylim([-0.1 1.1])
set(gca,'FontName','Times New Roman','FontSize',12)
subplot(4,2,5)
stairs(t,U(:,3))
grid
title('(e) comando de parada')
xlabel('tempo [s]')
ylabel('\itu_3')
ylim([-0.1 1.1])
subplot(4,2,6)
stairs(t,X(:,3))
grid
title('(f) estado partindo')
xlabel('tempo [s]')
ylabel('\itx_3')
ylim([-0.1 1.1])
set(gca,'FontName','Times New Roman','FontSize',12)
subplot(4,2,7)
stairs(t,U(:,4))
grid
title('(g) detecção de chama')
xlabel('tempo [s]')
ylabel('\itu_4')
ylim([-0.1 1.1])
set(gca,'FontName','Times New Roman','FontSize',12)
subplot(4,2,8)
stairs(t,X(:,4))
grid
title('(h) estado ligado')
xlabel('tempo [s]')
ylabel('\itx_4')
ylim([-0.1 1.1])
set(gca,'FontName','Times New Roman','FontSize',12)

```

ANEXO D – VARIAÇÃO DO HORIZONTE DE PREDIÇÃO DO CONTROLADOR MPC COM MODELO MLD REDUZIDO

O gráfico abaixo mostra o erro entre o volume de BFG demandado pelo otimizador e o volume de gás totalizado pelo controlador preditivo (MPC) híbrido, durante um período de otimização de 12 minutos (720 segundos), considerando uma mudança de vazão de 130 dam³/h (n) para 170 dam³/h (n), para diferentes horizontes de predição do MPC.

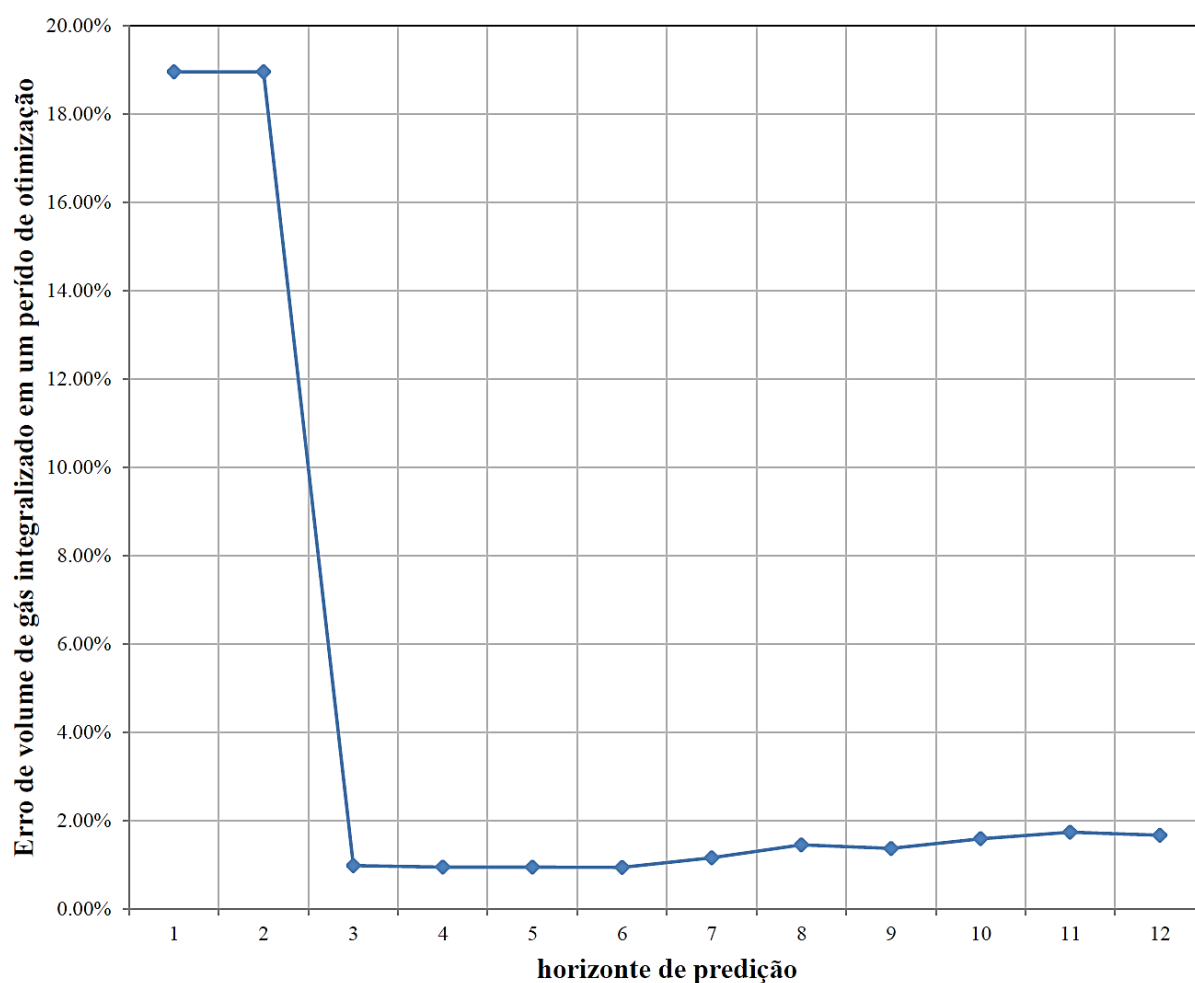


Figura D.1 – Erro de volume de BFG totalizado em função da variação do horizonte de predição.
Fonte: elaboração própria.